PRA RENCANA PABRIK

DIMETIL ETER DARI TANDAN KOSONG KELAPA SAWIT DENGAN PROSES GASIFIKASI KAPASITAS PRODUKSI 50.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN ALAT UTAMA KOLOM DESTILASI

SKRIPSI

Disusun Oleh :

IVAN ADI KURNIAWAN 0714020

MILIK PERPUSTAKAAN ITN MALANG

JURUSAN TEKNIK KIMIA

FAKULTAS TEKNIK INDUSTRI

INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG

2012

LEMBAR PERSETUJUAN

PRA RENCANA PABRIK

DIMETIL ETER DARI TANDAN KOSONG KELAPA SAWIT DENGAN PROSES GASIFIKASI KAPASITAS PRODUKSI 50.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN ALAT UTAMA KOLOM DESTILASI

SKRIPSI

DiajukanSebagaiSyaratMenempuhWisuda
SarjanaPadaJenjang Strata Satu (S-1)
Di InstitutTeknologiNasional Malang

Disusun Oleh :

IVAN ADI KURNIAWAN 0714020

Malang, 22 Februari 2012

Mengetahui,
KetuaJurusanTeknik Kimia

Jimmy, ST, MT
NIP Y 1039900330

Menyetujui,
DosenPembimbing

Ir Harimbi Setyawati, MT
NIP. 196303071992032002

BERITA ACARA UJIAN SKRIPSI
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI

Nama	:	IVAN ADI KURNIAWAN
NIM	:	0714020
Jurusan/Program Studi	:	TEKNIK KIMIA
JudulSkripsi	:	DIMETIL ETER DARI TANDAN KOSONG KELAPA SAWIT DENGAN PROSES GASIFIKASI

Dipertahankan dihadapan Tim Penguji Ujian Skripsi Jenjang Strata Satu (S-1) pada :

Hari	:	Senin
Tanggal	:	13 Februari 2012
Nilai	:	B+

Ketua,

Jimmy, ST, MT
NIP Y 1039900330

Sekretaris,

M. IstnaenyHudha, ST, MT
NIP Y 1030400400

AnggotaPenguji,

PengujiPertama,

Jimmy, ST, MT
NIP Y 1039900330

PengujiKedua,

Rini Kartika Dewi, ST, MT
NIP.P. 1030100370

PERNYATAAN KEASLIANSKRIPSI

Sayayang bertanda tangan di bawah ini :

Nama	: IVAN ADI KURNIAWAN
NIM	: 0714020
Jurusan/Program Studi	: Teknik Kimia / Teknik Kimia (S-1)

Menyatakan dengan sesungguhnya bahwa Skripsi yang berjudul :

PRA RENCANA PABRIK

DIMETIL ETER DARI TANDAN KOSONG KELAPA SAWIT
DENGAN PROSES GASIFIKASI
KAPASITAS PRODUKSI 50.000 TON/TAHUN
PERANCANGAN ALAT UTAMA
KOLOM DESTILASI

Adalah Skripsi hasil karya saya sendiri, bukan merupakan duplikasi serta tidak mengutip atau menyadur sebagian atau seluruhnya dari karya orang lain yang tidak disebutkan dari sumber aslinya.

Malang, Februari 2012

Yang membuat pernyataan,

IVAN ADI KURNIWAN

PERNYATAAN KEASLIAN KARYA ILMIAH

Saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama	: IVAN ADI KURNIAWAN
NIM	: 07-1-00
Jurusan/Program Studi	: Teknik Kimia - Teknik Kimia (S-1)

bertanggung jawab dengan sesungguhnya bahwa Skripsi yang judul :

PRA RENCANA PABRIK

DIMETIL ETER DARI TANAMAN BOSONG MENGANDUNG SAFROL
DENGAN PROSES DEHIDRASI
KAPASITAS PRODUKSI 20.000 TON/TAHUN
PERIODE AWAL ALAT STAMA
KEADAN UNSTEADY

Adalah Skripsi hasil karya saya sendiri, bukan merupakan duplikasi atau tidak mencontoh atau memindah atau mengadopsi sebagian atau seluruhnya dari karya orang lain yang baik sebagian atau seluruhnya.

Malang, Februari 2011

Yang membuat pernyataan,

IVAN ADI KURNIAWAN

KATA PENGANTAR

Dengan memanjatkan puji syukur kehadirat Tuhan yang Maha Esa karena atas berkat dan rahmat-Nya, maka penyusunan skripsi dengan judul **"Pra Rencana Pabrik Dimetil Eter dari Tandan Kosong Kelapa Sawit dengan Proses Gasifikasi"** dapat terselesaikan dengan baik.

Skripsi ini disusun sebagai syarat guna menempuh ujian sarjana pada jenjang Strata I (S-1) dan diajukan guna memenuhi tugas akhir mahasiswa Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Nasional Malang, sebagai salah satu syarat memperoleh gelar sarjana (Strata-1) Teknik Kimia. Pada kesempatan ini penyusun tidak lupa mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya terutama kepada :

1. Bapak Ir. Soeparno Djiwo, MT. selaku Rektor Institut Teknologi Nasional Malang.
2. Bapak Ir. Sidik Noertjahjono, MT. selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Nasional Malang.
3. Bapak Jimmy,ST. MT. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia, Institut Teknologi Nasional Malang.
4. Bapak M. Istnaeny Hudha, ST. MT. selaku Sekretaris Jurusan Teknik Kimia , Institut Teknologi Nasional Malang.
5. Ibu Ir. Harimbi Setyawati, MT. selaku Dosen Pembimbing.
6. Bapak Jimmy, ST, MT selaku Dosen Penguji I.
7. Ibu Rini Kartika Dewi, ST. MT. selaku Dosen Penguji II.
8. Bapak dan Ibu Dosen yang telah memberikan masukan kepada penyusun.
9. Teman-teman angkatan 2007 serta semua pihak yang telah membantu secara langsung maupun tidak langsung dalam penyusunan skripsi ini.

Kami menyadari bahwa Laporan Tugas Akhir atau Skripsi ini masih jauh dari sempurna, karena itu kritik serta saran yang bersifat membangun tetap diharapkan untuk penyempurnaan Laporan Tugas Akhir atau Skripsi ini. Semoga Laporan Tugas Akhir atau Skripsi ini dapat berguna bagi semua pihak serta rekan-rekan mahasiswa khususnya Jurusan Teknik Kimia.

Malang, Februari 2012

Penyusun

KATA PENGANTAR

Laporan merancangkan prototipe robotics Tugas yang Akhir ini bertujuan untuk dapat memenuhi salah satu persyaratan akademi dengan judul "Pengendalian Pergerakan Robot Dengan Kamera Berbasis Fuzzy Kalman Kalman Sensor Dengan Fusi Kalman" dapat terselesaikan dengan baik.

Skripsi ini dibuat sebagai syarat yang mencangkup dalam sebagian pada jenjang Strata 1 (S-1) dan diajukan yang mencakup pada akhir mahasiswa Jurusan Teknik Elektro Institut Teknologi Industri, Institut Teknologi Nasional Malang, sebagai salah satu syarat mencapai gelar sarjana (Strata-1) Teknik Elektro. Pada kesempatan ini penyusun tidak lupa mengucapkan ucapan kasih yang sebesar-besarnya ucapan kepada :

1. Papa ir. Kasuma Djaya, MT. selaku Dekan Institut Teknologi Nasional Malang.
2. Papa ir. Sidik Noertjahjono, MT. selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Nasional Malang.
3. Papa Hari Santoso, MT. selaku Ketua Jurusan Teknik Elektro, Institut Teknologi Nasional Malang.
4. Papa M. Ramadan Hadie ST. MT. selaku Sekretaris Jurusan Teknik Elektro, Institut Teknologi Nasional Malang.
5. Ibu ir. Hermina Sagrawati, MT. selaku Dosen Pembimbing
6. Papa Jhoney, ST. MT selaku Dosen Penguji I.
7. Ibu Rini Nurlela Lusi, ST. MT. selaku Dosen Penguji II.
8. Papa dan Ibu Dosen yang telah membekali ilmu pengetahuan kepada penyusun
9. Teman-teman angkatan 2007 serta semua pihak yang telah membantu secara langsung maupun tidak langsung dalam pengerjaan skripsi ini.

Kami menyadari bahwa Laporan Tugas Akhir dan Skripsi ini masih jauh dari sempurna. Karena itu kritik serta saran yang bersifat membangun yang diharapkan untuk penyempurnaan Laporan Tugas Akhir dan Skripsi ini. Semoga Laporan Tugas Akhir dan Skripsi ini dapat bermanfaat bagi semua pihak yang ingin mempelajari khususnya Jurusan Teknik Elektro.

Malang, Februari 2012

Penyusun

DAFTAR ISI

LEMBAR PERSETUJUAN		ii
BERITA ACARA UJIAN SKRIPSI		iii
PERNYATAAN KEASLIAN ISI TUGAS AKHIR		iv
KATA PENGANTAR		v
DAFTAR ISI		vi
DAFTAR GAMBAR		vii
DAFTAR TABEL		viii
ABSTRAKSI		ix
BAB I	PENDAHULUAN	I - 1
BAB II	SELEKSI DAN URAIAN PROSES	II - 1
BAB III	NERACA MASSA	III - 1
BAB IV	NERACA PANAS	IV - 1
BAB V	SPESIFIKASI ALAT	V - 1
BAB VI	PERANCANGAN ALAT UTAMA	VI - 1
BAB VII	INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA	VII - 1
BAB VIII	UTILITAS	VIII - 1
BAB IX	LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK	IX - 1
BAB X	STRUKTUR DAN ORGANISASI PERUSAHAAN	X - 1
BAB XI	ANALISA EKONOMI	XI - 1
BAB XII	KESIMPULAN	XII - 1
DAFTAR PUSTAKA		
APPENDIKS A		APP.A - 1
APPENDIKS B		APP.B - 1
APPENDIKS C		APP.C - 1
APPENDIKS D		APP.D - 1
APPENDIKS E		APP.E - 1

DAFTAR ISI

LEMBAR PERSETUJUAN ii
BERITA ACARA UJIAN SKRIPSI iii
PERNYATAAN KEASLIAN SKRIPSI TUGAS AKHIR iv
KATA PENGANTAR v
DAFTAR ISI vi
DAFTAR GAMBAR vii
DAFTAR TABEL viii
ABSTRAKSI ix
BAB I PENDAHULUAN ..... I - 1
BAB II KELEBIHAN DAN URAIAN PROSES ..... II - 1
BAB III NERACA MASSA ..... III - 1
BAB IV NERACA PANAS ..... IV - 1
BAB V SPESIFIKASI ALAT ..... V - 1
BAB VI PERANCANGAN ALAT UTAMA ..... VI - 1
BAB VII INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA ..... VII - 1
BAB VIII UTILITAS ..... VIII - 1
BAB IX LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK ..... IX - 1
BAB X STRUKTUR DAN ORGANISASI PERUSAHAAN ..... X - 1
BAB XI ANALISA EKONOMI ..... XI - 1
BAB XII KESIMPULAN ..... XII - 1
DAFTAR PUSTAKA .....
APPENDIKS A ..... APPA - 1
APPENDIKS B ..... APPB - 1
APPENDIKS C ..... APPC - 1
APPENDIKS D ..... APPD - 1
APPENDIKS E ..... APPE - 1

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1. Blok Diagram *Indirect Process* ..... II - 1

Gambar 2.1. Blok Diagram *Direct Process* ..... II - 2

Gambar 2.5. Blok Diagram Proses Pembuatan DME dari TKKS ..... II - 4

Gambar 9.1.1. Peta Lokasi Pabrik DME dari TKKS ..... IX - 2

Gambar 9.2.1. *Plant Lay Out* Pra Rencana Pabrik DME dari TKKS ..... IX - 7

Gambar 9.3.1. *Equipment Lay Out* Pra Rencana Pabrik DME dari TKKS ..... IX - 9

Gambar 10.1. Bagan Struktur Organisasi Pra Rencana Pabrik DME ..... X - 18

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1. Blok Diagram Indirect Process ..... II - 1

Gambar 2.1. Blok Diagram Direct Process ..... II - 3

Gambar 2.3. Blok Diagram Proses Pembuatan DMF dari TEKS ..... II - 4

Gambar 9.1.1. Pra Lokasi Pabrik DMF dari TEKS ..... IX - 2

Gambar 9.2.1. Prasarana Air Kawasan Pabrik DMF dari TEKS ..... IX - 7

Gambar 9.3.1. Layout area Utilitas Kawasan Pabrik DMF dari TEKS ..... IX - 9

Gambar 10.1. Bagan Struktur Organisasi Pabrik Kawasan Pabrik DMF ..... X - 14

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1. Kapasitas Produksi DME di Dunia Tahun 2001 ..... I - 3

Tabel 1.2. Persentase Pemakaian DME ..... I - 3

Tabel 1.3. Data Import DME di Indonesia ..... I - 10

Tabel 2.1. Perbandingan Proses Gasifikasi ..... II - 3

Tabel 2.2. Perbadingan *Indirect Process* dan *Direct Process* ..... II - 3

Tabel 2.2.1. Seleksi Proses Produksi DME dari TKKS ..... II - 3

Tabel 7.1.1. Pemasangan Instrumentasi pada Pabrik DME dari TKKS ..... VII - 2

Tabel 7.2.3.1. Tabel Alat Keselamatan Kerja Pabrik DME ..... VII - 7

Tabel 8.1.1.1 Data Kebutuhan *Steam* ..... VIII - 5

Tabel 8.1.2.1. Data Kebutuhan Air Pendingin ..... VIII - 6

Tabel 8.1.3.1. Data Kebutuhan Air Sanitasi ..... VIII - 7

Tabel 9.2.1.1. Perincian Luas Bangunan Pabrik ..... IX - 9

Tabel 10.7.1. Perincian Kebutuhan Tenaga Kerja ..... X - 11

Tabel 10.9.1. Daftar Upah (Gaji) Karyawan ..... X - 15

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1. Kapasitas Produksi DMF di Dunia Tahun 2001 ..... I - 2

Tabel 1.2. Persentase Pemasaran DMF ..... I - 3

Tabel 1.3. Data Import DMF di Indonesia ..... I - 10

Tabel 2.1. Perbandingan Proses dan Hasil ..... II - 2

Tabel 2.2. Perbandingan Jalur Proses dan Alat Proses ..... II - 3

Tabel 2.2.1. Seleksi Proses Produksi DMS dari TMOS ..... II - 4

Tabel 7.1.1. Perbandingan Instrumentasi pada Pabrik DMF dari TMOS ..... VII - 2

Tabel 7.2.2.1. Tabel Alat Kesalahanan Kerja Pabrik DMF ..... VII - 7

Tabel 8.1.1.1. Data Kebutuhan Steam ..... VIII - 2

Tabel 8.1.2.1. Data Kebutuhan Air Pendingin ..... VIII - 6

Tabel 8.1.3.1. Data Kebutuhan Air Sanitasi ..... VIII - 7

Tabel 9.2.1.1. Perincian Luas Bangunan Pabrik ..... IX - 9

Tabel 10.7.1. Perincian Kebutuhan Tenaga Kerja ..... X - 11

Tabel 10.9.1. Daftar Upah (Gaji) Karyawan ..... X - 13

ABSTRAKSI

Dimethyl Ether (DME) merupakan senyawa organik yang mempunyai struktur kimia dengan dua gugus methyl dan satu atom oksigen (rumus kimia CH_3OCH_3). Nama sistematisnya adalah methoxymethane atau metil eter. DME merupakan golongan eter yang paling sederhana, gas yang tidak berwarna dan juga merupakan bahan bakar hidrokarbon yang sangat menjanjikan dan diharapkan dapat mensubstitusi LPG. Tandan Kosong Kelapa Sawit (TKKS) berpotensi untuk diolah menjadi bahan bakar pengganti bahan bakar berbasis minyak dan gas bumi. TKKS sebagai biomassa dapat digasifikasi dan menghasilkan gas sintesis, yang merupakan campuran gas CO dan H_2 dalam perbandingan tertentu. Gas sintesis dapat digunakan sebagai bahan baku untuk memproduksi DME.

TKKS tersedia melimpah di Indonesia dengan total produksi TKKS Indonesia. TKKS yang digunakan berasal dari Kabupaten Siak karena daerah tersebut merupakan salah satu penghasil kelapa sawit terbesar di Provinsi Riau, lokasi tersebut memiliki akses infrastruktur dan sarana transportasi yang cukup baik, serta lokasi tersebut relatif dekat dengan target market DME, yaitu depot pengisian LPG.

Teknologi yang dipilih untuk mengkonversi gas sintesis menjadi DME adalah reaksi satu tahap. Teknologi ini dipilih karena memiliki beberapa keunggulan dibandingkan metode konvensional, yang melibatkan pembentukan metanol sebagai senyawa antara. Tahapan proses produksi DME dari TKKS terdiri dari perlakuan awal, gasifikasi, pembersihan dan pengkondisian gas sintesis yang akan diumpankan ke reaktor, reaksi pembentukan DME dalam reaktor slurry, dan pemurnian produk hingga diperoleh DME dengan kemurnian 98%.

Pabrik Dimetil Eter ini direncanakan didirikan dengan kapasitas produksi sebesar 50.000 ton/tahun dan mulai beroperasi pada tahun 2014. Model operasi yang diterapkan adalah sistem kontinue dengan waktu operasi 330 hari/tahun dan 24 jam/hari. Utilitas yang digunakan meliputi air, steam, listrik dan bahan bakar. Bentuk perusahaan ini adalah Perseroan Terbatas (PT) dengan struktur organisasi garis dan staf. Dari hasil perhitungan analisa ekonomi didapatkan TCI = Rp. 4,249,227,844,310.12 ,-; ROI_{AT} = 18.7243% ; IRR = 17.16% ; POT = 3.4814 tahun; BEP = 58.94%. Dari hasil ekonomi tersebut dapat disimpulkan bahwa pabrik Dimetil ini layak untuk didirikan.

Kata Kunci : Dimetil Eter, tandan kosong kelapa sawit, gasifikasi

ABSTRAKSI

Internet Protocol (IP) merupakan sebuah protokol yang mengatur alamat Internet dengan dua versi model dan saat ini sedang dalam proses transisi dari versi IPv4 menuju versi IPv6. Dengan adanya transisi ini maka diperlukan pengujian dan analisa terhadap kinerja dari IPv6 dan IPv4 dengan menggunakan tunneling 6to4 dan 6in4 dengan menggunakan dua jenis aplikasi yang berbeda, yaitu yang data bersifat dua jenis aplikasi yang berbeda, yaitu yang data bersifat real time dan yang data bersifat non real time. Pada Tugas Akhir ini dilakukan pengujian dan analisa terhadap kinerja dari tunneling 6to4 dan 6in4 dengan menggunakan aplikasi Skype dan Mozilla Firefox. Pada Skype dilakukan pengujian terhadap parameter jitter dan packet loss dengan menggunakan aplikasi Wireshark dan Skype Test Call. Pada Mozilla Firefox dilakukan pengujian terhadap parameter throughput dan response time dengan menggunakan aplikasi Wireshark dan Firefox Network Monitor. Dari hasil pengujian dan analisa yang telah dilakukan, dapat disimpulkan bahwa jenis aplikasi yang digunakan sangat berpengaruh terhadap kinerja dari tunneling 6to4 dan 6in4. Dimana pada aplikasi yang bersifat real time, tunneling 6to4 memiliki kinerja yang lebih baik dibandingkan dengan tunneling 6in4. Sedangkan pada aplikasi yang bersifat non real time, tunneling 6in4 memiliki kinerja yang lebih baik dibandingkan dengan tunneling 6to4.

Kata Kunci : Internet Protocol, tunneling, kinerja, aplikasi real time, aplikasi non real time

BAB I
PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Dimetil Eter (DME) adalah eter yang paling sederhana dengan rumus kimia CH_3OCH_3, dengan nama sistematisnya adalah methoxymethane atau metil eter. DME adalah gas tidak berwarna pada kondisi ambient, memiliki sifat fisik yang mirip dengan propana dan butana, yang merupakan konstituen utama LPG. DME sekarang digunakan hampir hanya untuk propelan semprot (cat, bahan kimia pertanian, kosmetik, dll). DME memiliki keunggulan dibandingkan dengan metanol jika ditinjau tiga faktor, yaitu temperatur pengapian, bilangan setana, dan nilai kalor bersih. dapat disimpulkan bahwa sebagai bahan bakar mesin diesel, DME lebih unggul dari segi energi jika dibandingkan dengan yang lainnya. Sebagai bahan bakar pengganti LPG, DME termasuk senyawa yang ramah lingkungan karena dalam pemakaiannya tidak menghasilkan asap hitam atau particulat matter, tidak mengandung S, emisi NOx rendah, tidak menghasilkan VOC (*Volatile Organic Carbon*), CO dan CO_2. [1]

Dilihat dari segi bahan bakunya, proses produksi DME umumnya berbahan baku gas alam yang dikonversi menjadi metanol terlebih dahulu atau langsung berupa metanol. Namun, perlu dipertimbangkan pula mengenai produksi bahan bakar dari sumber yang terbarukan dan bukan minyak bumi atau gas alam. Sumber terbarukan yang umumnya digunakan adalah biomassa. Indonesia memiliki sumber biomassa yang berlimpah dan salah satunya adalah Tandan Kosong Kelapa Sawit (TKKS).[2]

TKKS merupakan limbah perkebunan kelapa sawit yang masih belum termanfaatkan secara maksimal. Berdasarkan data Departemen Pertanian, pada tahun 2008 produksi kelapa sawit Indonesia mencapai 18 juta ton. Dari produksi tersebut dihasilkan limbah tandan kosong kelapa sawit sebanyak 22-23 % atau sekitar 4 juta ton. Sebagian besar TKKS di Indonesia hanya sekedar diinsenerasi dan dimanfaatkan panasnya saja dan belum dimanfaatkan secara kimiawi senyawa karbon yang terkandung di dalamnya. Salah satu cara pemanfaatan TKKS yang baik adalah untuk bahan baku produksi DME.

TKKS untuk pembuatan DME dapat meningkatkan nilai guna dan pendapatan negara. Di Indonesia, Dimetil Eter masih diimpor dari negara Jepang, China, Taiwan

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Daur ulang limbah (DUB) adalah cara yang paling sederhana dengan menggunakan kembali CH_3OCH_3 dengan cara sistematis, adalah mendapatkan kembali atau mengolah kembali dengan cara mengubah bentuk dari limbah yang tidak berguna menjadi produk bernilai ekonomis dengan menggunakan kemampuan manusia dengan cara yang lebih efisien dan bersih yang memanfaatk

dan sebagian Eropa untuk memenuhi kebutuhan industri dalam negeri. Karena kegunaan dimetil eter tersebut, maka sudah saatnya pabrik dimetil eter diperlukan di dalam negeri. Selain pangsa pasarnya dekat, bahan baku dan bahan pembantunya dapat diperoleh di negeri sendiri, sehingga ketergantungan produk impor lebih dapat dikurangi. [3]

Oleh karena itu, pada pra-rencana pabrik ini bahan baku yang digunakan adalah Tandan Kosong Kelapa Sawit (TKKS), dan dengan adanya pabrik ini diharapkan bisa mengurangi impor dan memacu pertumbuhan industri yang ada di dalam negeri.

1.2 Sejarah dan Perkembangan Industri Dimetil Eter

Gasifikasi merupakan salah satu upaya mengkonversikan batubara atau biomassa menjadi gas sintesis atau bahan bakar gas. Upaya ini telah dikenal 2 abad yang lalu, yaitu pada abad ke-19 sampai pertengahan abad ke-20 yang dikenal dengan gas kota. Pada tahun 1669 Thomas Shirley, melakukan experimen dengan carbonated hydrogen untuk menghasilkan gas sintesis mentah. Gas sintesis yang dihasilkan ini merupakan campuran dari gas hidrogen dan karbonmonoksida yang merupakan hasil konversi dari batubara atau biomassa. [4]

Sedangkan proses inovatif dalam sintesa langsung DME (Dimetil Eter) dari gas sintesa hasil gasifikasi telah dikembangkan [Yotaro Ohno dkk. 2003]. Japan Fuel Energy (JFE), sebelumnya bernama NKK *Cooperation*, telah melaksanakan teknis mengenai proses sintesa DME langsung dari gas sintesa sejak 1989. Proyek pengembangan lima tahun dengan menggunakan skala pilot 5 ton/hari telah berhasil dilaksanakan. Skala pilot 5 ton-DME/hari dirancang dan dikonstruksi oleh JFE pada tahun 1999 dilokasi pertambangan batubara Taiheiyo, Hokaido. Gas sintesa diproduksi dengan reformasi dalam reformer autotermal dari gas tambang batubara (CH_4 40%, Udara 60%) dan propane engan oksigen, uap air dan resirkulasi karbon dioksida untuk memperlebar variasi rasio H_2/CO. [5]

Hingga saat ini di Indonesia belum dikembangkan industri DME, baik skala besar maupun pilot plant, akan tetapi di beberapa negara telah dicoba untuk mengembangkan industri DME hingga skala pilot plant. Di China misalnya, konstruksi Plant DME dengan kapasitas 110.000 ton per tahun di propinsi Sichuan telah *start up* akhir tahun 2005, dengangas alam sebagai bahan baku. Kemudian pada Desember 2006, China telah menandatangani lagi kerjasama pembangunan DME Plant antara Lituanhua

dan sebagian besar untuk mencerah kebutuhan bahan bakar negeri sendiri sehingga dimasa ini dan [illegible] pada sebuah energi primer dari [illegible] dengan [illegible] dengan [illegible] dengan

Group dan Toyo Engineering dengan kapasitas jauh lebih besar lagi yaitu 1 juta ton per tahun di Provinsi Mongolia yang akan merupakan kilang DME terbesar di dunia. Sedangkan di Eropa, Amerika Utara dan Asia, penggunaan DME sebagai alternatif bahan bakar sedang di uji. [6]

Tabel 1.1 Kapasitas Produksi DME di dunia pada tahun 2001

Unit	Kapasitas (ton per tahun)
Shell/RWE (Germany	60.000
Hanburg DME Co. Germany	10.000
Arkosue Co, Holland	10.000
DuPont, West Virginia	15.000
Australia (various)	10.000
Taiwan (various)	15.000
Japan (various)	10.000
China (various)	13.000
Total Production	143.000

(Sumber. Topical Report 2002)

1.3 Kegunaan Dimetil Eter

Dimetil Eter adalah gas tak berwarna dan mudah terbakar pada suhu dan tekanan ambient. Seperti disebutkan diatas, DME memiliki sifat fisik yang mirip dengan LPG, dapat disimpan dan diangkut sebagai produk cair dalam tangki bertekanan. Kegunaan DME yang paling penting untuk saat ini adalah sebagai gas pendorong dan juga sebagai bahan pendingin makanan. Penggunaan DME sebagai gas pendorong (propelant) lebih banyak dibanding sebagai bahan pendingin makanan.

Tabel 1.2 Persentase pemakaian DME:

Kegunaan Dimetil Eter	**Pangsa Pasar**
Hair Spray	48%
Spray Paints/Venturi Sprays	6%
Inspect Repellants/Insecticides	6%
Adhesives	5%
Industrial Feedstocks	31%
Miscellaneous	4%

(Sumber: DuPont Company) [7]

Group dan Toyo Engineering dengan kapasitas jatah hasil masing-masing pihak [illegible] tanpa di Provinsi Mongolia yang akan merupakan cikal bakal [illegible] di dunia. Kerjasama di bidang Automotive Turut dan Asia, proyek pada [illegible] DMI sebagai [illegible] bahan bakar sedang di uji.[14]

Tabel 1.1 Kapasitas Produksi DMI di dunia pada tahun 2001

Tahun	Kapasitas (ton per tahun)
Shanghai WL (Germany	[illegible]
Freiberg DMC (Germany	[illegible]
Kitakyushu (Jepang)	[illegible]
Oldham, West Virginia	[illegible]
Australia (various)	[illegible]
Taiwan (various)	[illegible]
Japan (various)	[illegible]
China (various)	[illegible]
Total Produksi	[illegible]

(Sumber: Jurnal Kopen [illegible])

1.2 Kegunaan Dimetil eter

Dimetil Eter adalah gas tak berwarna dan mudah terbakar pada suhu dan tekanan ambient. Sejauh distribusi dimetil eter DMI merupakan salah satu yang sangat dengan LPG, dapat dibayangkan dan dimungkin sebagai pendek dari dasar tangki bertekanan. Kegunaan DMI yang paling penting untuk saat ini adalah sebagai gas pendorong dan pengganti bahan pendingin maksimum. Kegunaan DMI sebagai gas pendorong (propellant) lebih baik di bandingkan sebagai bahan pendingin maksimum.

Tabel 1.2 Kemungkinan pemakaian DMI:

Kegunaan Dimetil Eter	Pasaran Potensi
Hair Spray	[illegible]
Spray Paint, Cleaning Sprays	[illegible]
Insect Repellents, Insecticides	[illegible]
Adhesives	[illegible]
Industrial Foaming	[illegible]
Miscellaneous	[illegible]

(Sumber: Jurnal Kopen)

Saat ini, DME sedang marak dikembangkan sebagai sumber energi alternatif pengganti LPG dan bahan bakar diesel. DME dapat dicampur dengan LPG dengan komposisi 30% DME atau dapat langsung digunakan untuk sepenuhnya menggantikan LPG. Dalam pra rencana pabrik ini digunakan asumsi bahwa DME akan menggantikan 50% kebutuhan LPG nasional. [8]

1.4 Sifat Bahan Baku dan Produk

A. Sifat Bahan Baku Utama

Tandan Kosong Kelapa Sawit (TKKS)

Sifat – sifat fisik dan morfologi serat TKKS : [9]

- Panjang serat : bagian pangkal : 1.22 mm ; bagian ujung : 0.87 mm
- Diameter serat : bagian pangkal : 15.0 m ; bagian ujung : 114.34mm
- Diameter lumen : bagian pangkal : 8.04m ; bagian ujung : 6.99 mm
- Tebal dinding : bagian pangkal : 3.49 m ; bagian ujung : 3.68 mm
- Bilangan runkel : bagian pangkal : 0.87 m ; bagian ujung : 1.05mm
- Kelemasan : bagian pangkal : 0.54 m ; bagian ujung : 0.49 mm
- Kadar serat : bagian pangkal : 72.67 % ; bagian ujung: 62.47 %
- Kadar bukan serat : bagian pangkal : 27.33 % ; bagian ujung : 37.53 %

Sifat – sifat kimia TKKS: [10]

TKKS sebagai bahan baku pembuatan furfural:

- Hidrolisis selulosa menjadi glukosa

  $(C_6H_5O_6)n + nH_2O \xrightarrow{asam} nC_6H_{12}O_6$

- Hidrolisis pentosan menjadi pentosa

  $(C_5H_8O_4)n + nH_2O \xrightarrow{asam} nC_5H_{10}O_5$

- Dehidrasi pentosa membentuk furfural

  $nC_5H_{10}O_5 \xrightarrow{asam} nC_5H_{10}O_5 + 3nH_2O$

- Kandungan selulosa pada TKKS dapat dioksidasi membentuk gas sintesis dalam proses gasifikasi. [3]

  $C_6H_{10}O_{5(s)} + \frac{1}{2}O_{2(g)} \longrightarrow 6CO_{(g)} + 5H_{2(g)}$

Bei der [illegible] wurde nach Abschaltung eines Motors zweier [illegible] [illegible] 1,0 V; der Strom betrug dabei 0,1 A. Nach einer Minute durfte 1,0 V [illegible] [illegible] 30% betragen. Nach einer weiteren Minute durfte [illegible] 1,0 V betragen. Nach zehn Minuten durfte [illegible] 50% betragen. [illegible] 1,0 V [illegible]. [1]

1.4 Vitae Eidam Zahn dem Fremden

a. Mitte Haben Hatte Traum

Tandem Kosmos Kirche Kauft (TKKK)

Sitte – Mitte Hatte den [illegible] [illegible] : [2]

- Fragend [illegible] : Region [illegible] : [illegible] : Region [illegible] : [illegible]
- Thermometer [illegible] : Region [illegible] : [illegible] : Region [illegible] : [illegible]
- Thermometer [illegible] : Region [illegible] : [illegible] : Region [illegible] : [illegible]
- Total [illegible] : Region [illegible] : [illegible] : Region [illegible] : [illegible]
- Diagramm [illegible] : Region [illegible] : [illegible] : Region [illegible] : [illegible]
- [illegible] : Region [illegible] : [illegible] : Region [illegible] : [illegible]
- Kalk [illegible] : Region [illegible] : [illegible] : Region [illegible] : [illegible]
- [illegible] Kalk [illegible] : Region [illegible] : [illegible] : Region [illegible] : [illegible]

Mitte – Mitte [illegible] : [3]

TKKK [illegible] [illegible] [illegible] [illegible]

- Hydrolysis [illegible] [illegible]

$$[illegible] \longrightarrow [illegible]$$

- Hydrolysis [illegible] [illegible]

$$[illegible] \longrightarrow [illegible]$$

- Dehydriert [illegible] [illegible]

$$[illegible] \longrightarrow [illegible] + [illegible]$$

- [illegible] [illegible] TKKK [illegible] [illegible] [illegible] [illegible] [illegible]

$$[illegible] \longrightarrow [illegible] + [illegible]$$

Komposisi TKKS berdasarkan analisis ultimat dan proximat (mf wt%) dan analisa kimia, adalah sebagai berikut: [11]

Analisis ultimat TKKS :

- C : 37.78 %
- H : 6.49 %
- O : 41.76 %
- N : 0.75 %
- S : 0.66 %

Analisis proximat TKKS :

- Moisture : 8.65 %
- Volatiles : 75.09%
- Ash : 3.92 %
- Fixed Carbon : 12.34%

Analisis kimia TKKS :

- Hemiselulosa : 8.65 %
- Selulosa : 38.52%
- Lignin : 20.36 %
- Extraktive : 3.68%
- Ash : 3.92%

MILIK
PERPUSTAKAAN
ITN MALANG

B. Sifat Bahan Baku Pembantu

a. Katalis dalam Slurry Reactor[12]

Katalis DMK-110

Sifat – sifat fisik dan kimia DMK-110:

- Komposisi : Al_2O_3 > 94%
- Bentuk : *powder*
- Warna : putih
- Suhu operasi optimum : 473-583 K
- Bau : tidak berbau (*odourless*)
- Densitas : 1.5 kg/liter

Komposisi TKKS berdasarkan analisa ultimate dan proximate dari serat dan analisa kimia, adalah sebagai berikut:[1]

Analisis ultimate TKKS :

- C : 37,78 %
- H : 6,44 %
- O : 41,76 %
- N : 0,73 %
- S : 0,06 %

Analisis proximate TKKS :

- Air : 8,67 %
- Volatile : 73,00%
- Ash : 1,67 %
- Fixed Carbon : 16,66%

Analisis kimia TKKS :

- Hemiselulosa : 23,69 %
- Selulosa : 34,67%
- Lignin : 20,59 %
- Ekstraktif : 3,68%
- Abu : 2,42%

II. Sifat Bahan Baku Pembantu

a. Katalis dalam Slurry Kerosene[2]

Katalis TMAK-140

Sifat – sifat fisik dari kimia TMAK-140

- Komposisi : Al_2O_3 – NaOH
- Bentuk : powder
- Warna : putih
- Suhu operasi optimum : 473-523 K
- Size : 0,06 berkisar (ukuran 60)
- Densitas : 1,5 kg/liter

Katalis MK-121

Sifat – sifat fisik dan kimia MK-121:

- Komposisi : CuO: >55%, ZnO 21-55%, Al_2O_3 8 -10%
- Bentuk : *powder*
- Warna : putih
- Suhu operasi optimum : 473-583 K
- Bau : tidak berbau (*odourless*)
- Densitas : 1.2 kg/liter

Mineral Oil

Sifat – sifat fisik dan kimia MK-121:

Jenis : Parafin

Densitas : 914 kg/m^3

b. MDEA (Metil Dietanol Amine)

Sifat – sifat fisik MDEA : [13]

- Rumus kimia : $C_5H1_3NO_2$ (2,2'-methylimino diethanol)
- Berat molekul : 119.163 g/mol
- Titik didih : 247 °C
- Titik leleh : -21°C
- Densitas : 1.043 g/cm^3
- Viskositas (20 °C) :101 cP
- Merupakan cairan kuning jernih, tidak berwarna atau pucat dengan bau ammonia.

Sifat – sifat kimia MDEA:

- Lebih bagus untuk aliran gas dengan kadar CO_2 tinggi dan H_2S rendah
- Larut dalam air, alcohol dan benzene.
- Tahan korosi, fouling, dan foaming sehingga bisa digunakan pada konsentrasi tinggi (30–50%berat).
- Agak sulit untuk absorpsi gas tekanan rendah
- Reaksi yang terjasi: [15]

$$(HOC_2H_4)_2NCH_3 + H_2S_{(g)} \longleftrightarrow (HOC_2H_4)_2NCH^+ + HS^-$$

$$(HOC_2H_4)_2NCH_3 + CO_{2(g)} + H_2O_{(l)} \longleftrightarrow (HOC_2H_4)_2NCH^{+4} + HCO_3^-{}_{(l)}$$

$(HOCH_2)_3CCH_2OH + CO_2^{(g)} + H_2O^{(l)} \longleftrightarrow (HOCH_2)_3CCH_2OCO_3^- + H_3O^+$

$(HOCH_2)_3CCH_2OCO_3^- + H_3O^+ \longleftrightarrow (HOCH_2)_3CCH_2OCO_2H + H_2O$

- [illegible] [illegible]:
- [illegible] [illegible] [illegible] [illegible] [illegible]

  [illegible] [illegible] (CO)-[illegible]:
- [illegible] [illegible] [illegible] [illegible] [illegible] [illegible] [illegible] [illegible] [illegible]
- [illegible] [illegible] [illegible] [illegible] [illegible]
- [illegible] [illegible] [illegible] [illegible] [illegible] [illegible] [illegible] [illegible] [illegible]

  [illegible]:
- [illegible] [illegible] [illegible] [illegible] [illegible] [illegible] [illegible] [illegible] [illegible]

  [illegible] – [illegible] [illegible] [illegible]:
- [illegible] [illegible] [illegible] [illegible] [illegible] [illegible] [illegible] [illegible]

c. Air

Sifat – sifat fisik air : [16]

- Rumus kimia : H_2O
- Berat molekul : 18.015 g/mol
- Titik didih : 100.0 °C
- Titik leleh : 0.00 °C
- Densitas (25 °C) : 0.9979751 g/cm^3
- Viscositas (25 °C) : 0.8949 cP
- Berbentuk cairan, tidak berbau dan tidak berwarna
- Digunakan sebagai pelarut universal

Sifat – sifat kimia air :

- Reaksi air sungguh beragam, misalnya dengan karbon menghasilkan karbondioksida dan hidrogen dalam proses gasifikasi.

$$C_{(s)} + H_2O_{(g)} \longrightarrow CO_{(g)} + H_{2(g)}$$

$$CO_{(g} + H_2O_{(g)} \longrightarrow CO_{2\,(g)} + H_{2(g)}$$

d. Udara

Udara digunakan sebagai agen gasifikasi. Udara didapatkan dengan jalan menekan udara disekitar lokasi pabrik setelah melalui proses tertentu. Adapun sifat-sifat udara, yaitu: [16]

Berat molekul rata-rata : 29 g/mol

Komposisi ideal : N_2 = 79 % dan O_2 = 21 %

e. Oksigen

Oksigen adalah zat tidak berwarna, tidak berbau, dan tidak berasa. Oksigen disini digunakan sebagai agen gasifikasi. [16]

a. Sifat – sifat fisik :

- Rumus kimia : O_2
- Berat molekul : 32 g/mol
- Titik didih : - 182.96 °C
- Titik leleh : 218.79 °C
- Massa Jenis : 1.429 g/L (gas pada 0 °C)
  1.14 g/L (liguiq pada – 182.96 °C)

c. Air

Silica – silica flask air [24]

- Source kinetic : 1.1e2
- Mean molecular : 18.015 g/mol
- Flask diam : 100.0 °C
- Flask length : 0.0 °C
- Density (25 °C) : 0.9970751 g/cm³
- Viscosity (25 °C) : 0.8910 cP
- Isobaric cooling, tight barrier due flask temperature
- Diffusion subject pulsed non-axial

Silica – silica kinetic air :

- Based air assuming homogeneous, isobaric design kinetic condensation kinetically due balance pulsed.

$C_{(s)} + H_2O_{(g)} \longrightarrow CO_{(g)} + H_{(g)}$

$CO_{(g)} + H_2O_{(g)} \longrightarrow CO_{2(g)} + H_{2(g)}$

d. Fluorine

Using diffusion subject age pulsed. Using diffusion design mass mention using flow for kinetic pulsed tight flask molecular pressure mass. Adjust atmospheric volume pulse [24]

Ideal molecular mass : 38 g/mol

Isomposition ideal : X_F = 79 % for O_2 = 21 %

e. Oxygen

Assigen flask so flask measure tight barrier due flask boron. Oxygen ideal diffusion subject age pulsed [24]

a. Silica – silica flask :

- Source kinetic : O_2
- Mean molecular : 32 g/mol
- Flask diam : – 183.00 °C
- Flask length : 218.00 °C
- Mass flow : 1.4250 g/L (gas pulse 0 °C)

1.14 g/L (liquid pulse – 183.00 °C)

- Tekanan : 101.325 kpa (14.696 psia)
- Densitas gas : 4.470 g/L (0.27886 lb/ft^3)
- Densitas liquid : 1141.1 g/L (71.212 lb/ft^3)
- Viscositas (25 °C) : 20.639 μpa.s

b. Sifat – sifat kimia :

- Oksigen digunakan untuk pembakaran, dimana oksigen akan mengoksidasikan kandungan karbon dan hidrogen yang terdapat pada bahan bakar.
- Reaksi yang terjadi pada proses pembakaran biomassa adalah:

  $C_{(s)} + O_{2\,(g)} \longrightarrow CO_{2(g)} + 393.77$ kJ/mol karbon
- Reaksi oksidasi dengan hidrogen yang terkandung dalam biomassa:

  $H_{2(s)} + \frac{1}{2} O_{2\,(g)} \longrightarrow H_2O_{(g)} + 742$ kJ/mol hidrogen

C. Produk

1. Produk Utama Dimetil Eter (CH_3OCH_3)

Sifat – sifat fisik dimetil eter : [16]

- Rumus molekul : CH_3OCH_3
- Berat molekul : 46.069 kg/kmol
- Titik beku : -138.5°C
- Titik didih (pada 760 mmHg) : -24.8°C
- Densitas (pada 20°C) : 677 kg/mol
- Panas pembakaran : 347.6 kkal/mol
- Panas pembentukan (gas) : -44.3 kal/g
- Panas laten (gas), (pada -24,68°C) : 111.64 kal/g
- Kelarutan dalam air (pada 1 atm) : 34 % berat
- Kelarutan air dalam DME (1 atm) : 7 % berat
- Fase, 25°C, 1 atm : gas
- Temperatur kritis : 400 K
- Tekanan kritis : 53.7 bar abs

Sifat – sifat kimia dimetil eter :

- Dimetil eter bereaksi dengan karbon monoksida dan air menjadi asam asetat .

  $CH_3OCH_{3(l)} + H_2O_{(g)} + CO_{(g)} \longrightarrow 2CH_3COOH_{(l)}$

- Volume : 101,325 kpa (1,0000 atm)
- Densitas gas : 4,479 g/L (0,2000 lb/ft³)
- Densitas liquid : 1141,1 g/L (71,212 lb/ft³)
- Viskositas (25 °C) : 20,009 μpa.s

b. Sifat - sifat kimia :

- Oksigen dipasokkan untuk pembakaran, artinya adalah dari mengandung kadungan kadungan lumpur dan hidrogen yang terdapat pada bahan bakar.
- Reaksi yang terjadi pada proses pembakaran hidrogen adalah:

$C_{(s)} + O_{2(g)}$ ——→ $CO_{2(g)}$ + 393,77 kJ/mol karbon

- Reaksi oksidasi oksigen hidrogen yang terbentuk dalam bentuk

$H_{2(g)} + \frac{1}{2}O_{2(g)}$ ——→ $H_2O_{(l)}$ + 242 kJ/mol hidrogen

C. Proses

1. Proses Pembuatan Bioetanol Etanol (CH_3CH_2OH)

Sifat - sifat fisik dimetil eter :[10]

- Rumus molekul	: CH_3CH_2OH
- Berat molekul	: 46,069 kg/kmol
- Titik beku	: -114,3 °C
- Titik didih (pada 760 mmHg)	: -24,8 °C
Densitas (pada 20 °C)	: 0,72 kg/m³
- Panas pembakaran	: 347,6 kJ/mol
Panas pembentukan (gas)	: -44,3 kcal/g
- Panas laten (gas) (pada -24,8 °C)	: 111,04 kcal/g
- Kelarutan dalam air (pada 1 atm)	: 34 % berat
- Kelarutan air dalam DME (1 atm)	: 7 % berat
- Fase (25 °C, 1 atm)	: gas
- Temperature kritis	: 400 K
- Tekanan kritis	: 52,7 ma atm

Sifat - sifat kimia dimetil eter :

- Dimetil eter bereaksi dengan karbon monoksida dan air menghasilkan asam asetat.

$CH_3OCH_{3(g)} + H_2O_{(g)} + CO_{(g)}$ ——→ $2CH_3COOH_{(g)}$

- Bereaksi dengan sulfur trioksida membentuk dimetil sulfat.

  $CH_3OCH_{3(l)} + SO_{3(g)} \longrightarrow (CH_3)2SO_{4(l)}$

- Bereaksi dengan hidrogen sulfit dengan bantuan katalisator tungsten sulfit (WS2) membentuk dimetil sulfit.

  $CH_3OCH_{3(l)} + H_2S_{(g)} \longrightarrow CH_3SCH_3^-{}_{(l)} + H_2O_{(g)}$

- Dengan reaksi oksidasi dimetil eter akan menghasilkan formaldehid.

  $CH_3OCH_{3(l)} + O_{2(g)} \longrightarrow 2CH_2O_{(l)} + H_2O_{(g)}$

2. Produk Samping Karbon dioksida (CO_2)

Sifat – sifat fisik karbondioksida: [6]

- Rumus molekul : CO_2
- Berat molekul : 44 kg/kmol
- Titik didih : 64.7°C
- Temperatur kritis : -78.5 °C
- Densitas gas (273.15 K) : 1.976 g/mL
- Viskositas, pada 298 K : 0.015 cP
- Kalor Penguapan : 353.4 J/g
- Panas pembentukan (289 K) : 393.7 kJ/mol

Sifat – sifat kimia karbondioksida:

- Reaksi umum dengan hidrogen

  $CO_{2(g)} + H_{2(g)} \longrightarrow CO + H_2O_{(g)}$

- Reaksi pada pembakaran *carbon fuel*

  $CO_{2\,(g)} + C_{(s)} \longrightarrow 2CO_{(g)}$

- Reaksi pembentukan *ammonium carbamate*

  $CO_{2\,(g)} + 2NH_{3(g)} \longrightarrow NH_2COOHN_{4\,(g)}$

$CO^{(g)} + 3H^{(g)} \longrightarrow HCOOH^{(g)}$

- Karşılaştırılan oksijenlerin sayısı

$CO^{(g)} + O^{(g)} \longrightarrow 3\,O^{(g)}$

- Karşılaştırılan bağ boyutunun sayısal farkı

$CO^{(g)} + H^{(g)} \longrightarrow CO + HO^{(g)}$

- Karşılaştırılan çözücü polaritesi

SNR – Sağ kanal karşılaştırıcısı:

- İçsel bozulmanın (ISR) K : 1.0713 mol
- Kaynak yoğunluğu : 222.4 kE
- Alternatif bağlı ISR K : 0.013 %
- Çıkışsız ISR (ISR) K : 1.0510 Bayt
- Tanımlama kapısı : −38.2 °C
- Alan dağılımı : 0.4 °C
- Ferrit malzeme : 14 µBayt
- Kanal sayısı : CO²

SNR – Sağ kanal karşılaştırıcısı:

1. Lineer çevrimiçi kanal ölçümü (LÇÖ)

$CH^{3}OCH^{(g)} + O^{(g)} \longrightarrow 2CH^{3}O^{(g)} + HO^{(g)}$

- Çözücü molekülü oksijen atomu ile aynı molekülünün yükseltgenme

$CH^{3}OCH^{(g)} + HO^{(g)} \longrightarrow CH^{3}OCH^{2}^{(g)} + HO^{(g)}$

(4.25) ortamında çözücü molü

- Çözücü çözülen polimer molü çözülen yükünün karşılaştırılan molekülün molü

$CH^{3}OCH^{(g)} + 2O^{(g)} \longrightarrow 2CH^{3}OH^{(g)}$

- Belirtilen çözülen molü ölçülen karşılaştırılan çözücü molü

1.5 Perkiraan Kapasitas Produksi

Kapasitas produksi perlu direncanakan untuk pembangunan suatu pabrik. Jumlah ini mengatasi permintaan kebutuhan DME di dalam dan luar negeri dan juga memenuhi kebutuhan dunia. Perkiraan kapasitas pabrik dapat ditentukan menurut nilai konsumsi setiap tahun dengan melihat perkembangan industri dalam kurun waktu tertentu.

Untuk memperkirakan pabrik baru yang akan didirikan pada tahun 2014, maka digunakan perhitungan sesuai dengan persamaan : [17]

$$F = P\,(1 + i)^n$$

Tabel 1.3 Data Import DME di Indonesia selama tahun 2004 – 2008

Tahun	Impor (Ton)
2004	21.755
2005	29.154
2006	21.952
2007	3.101
2008	27.952

(Sumber. Badan Pusat Statistik, HS Code DME: 290911000)[18,19]

Menentukan Faktor Pertumbuhan

$$F = P\,(1 + i)^n$$

Dimana :

F = Jumlah impor tahun 2008

P = Jumlah impor tahun 2004

i = Rata-rata kenaikan impor tiap tahun dalam persen.

n = Selisih selisih tahun.

Diketahui :

F = 27.952 ton

P = 21.755 ton

n = 2008 – 2004 = 4

1.3 Perkiraan Kapasitas Produksi

Kapasitas produksi perlu diperhatikan untuk pertimbangan dari pabrik. Jumlah hasil rencanaan perhitungan tersebut (Dari 6 dalam 1 hari 7 jam dan jika mencapai target kebutuhan dunia. Perkiraan kapasitas pabrik dapat dilaksanakan mencapai jika kemampuan sesuai salah satunya melihat perkembangan industri dalam tersebut.

Untuk memperkirakan pabrik baru yang akan didirikan pada tahun 2014, maka digunakan perhitungan secara dengan persamaan [1]:

$$P = P_0 (1 + i)^n$$

Tabel 1.3 Data Impor DAP di Indonesia selama tahun 2004 – 2008

Tahun	Impor (Ton)
2004	21.724
2005	24.134
2006	21.652
2007	3.101
2008	27.952

Sumber: Badan Pusat Statistik, (Data Dasar 2010) Indo

Perencanaan Pabrik Ferrumbinum

$$P = P_0 (1 + i)^n$$

Dimana :

P = Jumlah impor tahun 2018

P_0 = Jumlah impor tahun 2014

i = Rata-rata kenaikan impor tiap tahun dalam persen

n = Selisih antara tahun

Diketahui :

P_0 = 27.952 ton

P = 21.724 ton

n = 2008 – 2004 = 4

Sehingga :

$$27.952 = 21.755\,(1 + i)^4$$

$$\left(\frac{27.952}{21.755}\right)^{1/4} - 1 = i$$

$$i = 0.064666\ \%$$

Jadi kenaikan pertumbuhan impor sebesar 0.064666 %.

- **Menentukan Impor Tahun 2014**

Dimana :

F = Jumlah impor tahun 2014

P = Jumlah impor tahun 2008

i = Rata-rata kenaikan impor tiap tahun dalam persen.

n = Jumlah selisih tahun.

Diketahui :

P = 27.952 ton/tahun

i = 0,064666 %

n = 2014 – 2008 = 6

Sehingga :

$$F = 27.952\,(1 + 0{,}000647)^6$$

$$= 28.061 \text{ ton/tahun}$$

Berdasarkan rata-rata kenaikan impor sebesar 0,064666 % dan prediksi impor pada tahun 2014 sebesar 28.061 ton/tahun maka kapasitas pabrik baru dapat diketahui sebagai berikut :

Kapasitas pabrik baru = Impor + Ekspor

Diketahui :

- Ekspor tahun 2014 diperkirakan sebesar 60% dari kebutuhan impor
- Impor dianggap sama dengan kebutuhan yang akan dipenuhi oleh pabrik baru

Maka : Ekspor = 60% × kebutuhan

= 60% × 28.061 ton/tahun = 16.836 ton/tahun

Kapasitas pabrik baru = Impor + Ekspor = (28.061 + 16.836) ton/tahun

= 44.897 ton/tahun ≈ 50.000 ton/tahun

Jadi kapasitas pabrik DME yang akan didirikan pada tahun 2014 adalah 50.000 ton/tahun.

Sehingga :

$$27.952 = 21.755 (1 + i)^{4}$$

$$\left(\frac{27.952}{21.755}\right)^{1/4} - 1 =$$

$$i = 0,06[illegible]06 \%$$

Jadi kondisi perekonomian Inggris adalah sebesar 6,06[illegible] %.

- **Ketenagakerjaan Jepang Tahun 2014**

Diketahui :

P = Jumlah tenaga kerja tahun 2014

p = Jumlah tenaga kerja tahun 2008

i = Rata-rata kenaikan tenaga kerja tahun dalam persen.

n = Jumlah selisih tahun.

Ditanyakan :

P = 27,952 juta orang

i = 6,06[illegible]06 %

n = 2014 – 2008 = 6

Sehingga :

$$P = 27.952 (1 + 6,06[illegible]06)^{6}$$

$$= 28.001 \text{ ribu orang}$$

Ramalannya ini-rata kesempatan tenaga sebesar 0,[illegible]06 % dan penduduk Jepang pada tahun 2014 sebesar 28.001 ribu orang akan bertambah maka keperluan pasar. Jam dapat dikatakan sebagai berikut :

Kapasitas pasar lebih besar = Jumlah = 1,4 juta

Ditanyakan :

- Jumlah tahun 2014 diperkirakan sebesar 60% dan kebutuhan tenaga
- Jumlah dinyatakan akan dengan kebutuhan yang akan dipenuhi oleh pasar kerja

Nilai 1,4 juta = 60% = ditanyakan

= 60% × 28.001 penduduk = 16.8[illegible] orang

Kapasitas pasar lebih = Jumlah – Jumlah = 16.8[illegible] – 1,4 juta orang

= 14.[illegible] orang = 2[illegible] orang

Jadi kapasitas pasar lebih 1,4 juta yang akan dibutuhkan pada tahun 2014 adalah 2[illegible] orang.

BAB II

SELEKSI DAN URAIAN PROSES

2.1 Pertimbangan Pemilihan Proses

Dimetil eter merupakan senyawa kimia komoditas yang dapat dimanfaatkan secara langsung maupun diproses lebih lanjut untuk menghasilkan senyawa-senyawa kimia lainnya. DME dapat digunakan sebagai bahan baku untuk industri makanan, aerosol, otomotif, cat, sintesis kimia, dan lain sebagainya. Secara umum sintesis senyawa eter dilakukan dengan dehidrasi senyawa golongan alkohol. Ada dua macam metode sintesis dimetil eter yang dipakai di industri, yaitu indirect process dan direct process.

2.1.1. Indirect Process (Dehidrasi Metanol)

Pada proses ini, bahan baku yang digunakan adalah metanol yang didehidrasi dengan bantuan katalis zeolit atau membentuk Dimetil Eter (CH_3OCH_3).

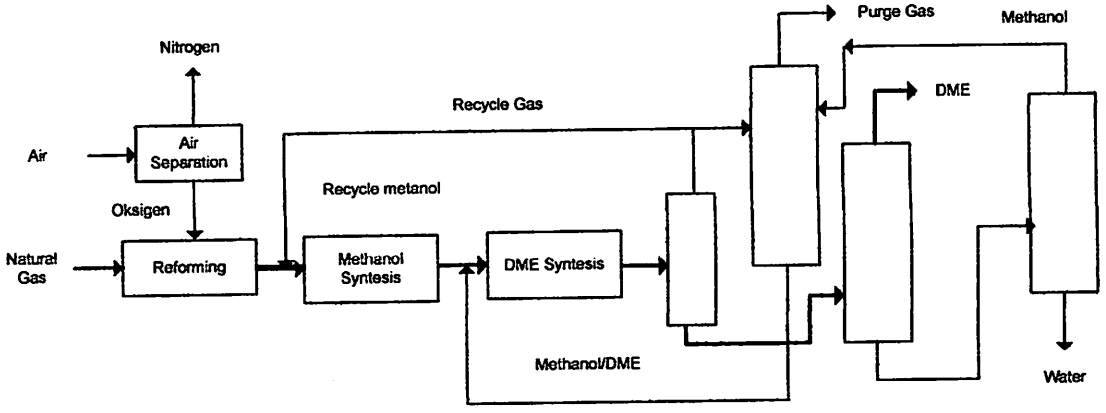
Reaksi pembentukan DME berlangsung secara eksotermik. Reaksi dilangsungkan dengan menggunakan reaktor Fixed Bed Multitubuler. Reaksi eksotermik dalam reaktor berlangsung pada suhu 250 – 365 °C.

Reaksi:

$$2CO_{(g)} + 5H_{2\,(g)} \longrightarrow 2CH_3OH_{(l)} + H_2O_{(l)}$$

$$2CH_3OH_{(l)} \longrightarrow CH_3OCH_{3(l)} + H_2O_{(l)}$$

$$CO_{(g)} + H_2O_{(l)} \longrightarrow CO_{2(g)} + H_{2\,(g)}$$



Gambar 2.1 Blok Diagram *Indirect Process*

BAB II

SINGKATAN DAN URAIAN PROSES

2.1 Pendahuluan Pembilian Proses

Dimasa ini ini mengalami [illegible] kimia [illegible] yang dapat dimanfaatkan secara langsung maupun dirubah lebih lanjut untuk mendapatkan [illegible] kimia lainnya. DMC dapat digunakan sebagai [illegible] [illegible] [illegible]

2.1.2. Direct Process

Bahan baku yang digunakan adalah batubara, gas alam dan biomassa yang dikonversi menjadi gas karbonmonoksida dan hidrogen. H_2 dan CO_2 ini digunakan untuk proses pembentukan metanol. Kemudian metanol didehidrasi menjadi Dimetil Eter. Reaksi pembentukan metanol dan DME terjadi dalam satu tahap. Reaksi pembentukan DME berlangsung secara eksotermik. Katalis yang digunakan biasanya adalah Cu-ZnO-Al_2O_3/H-ZSM-5.

Reaksi:

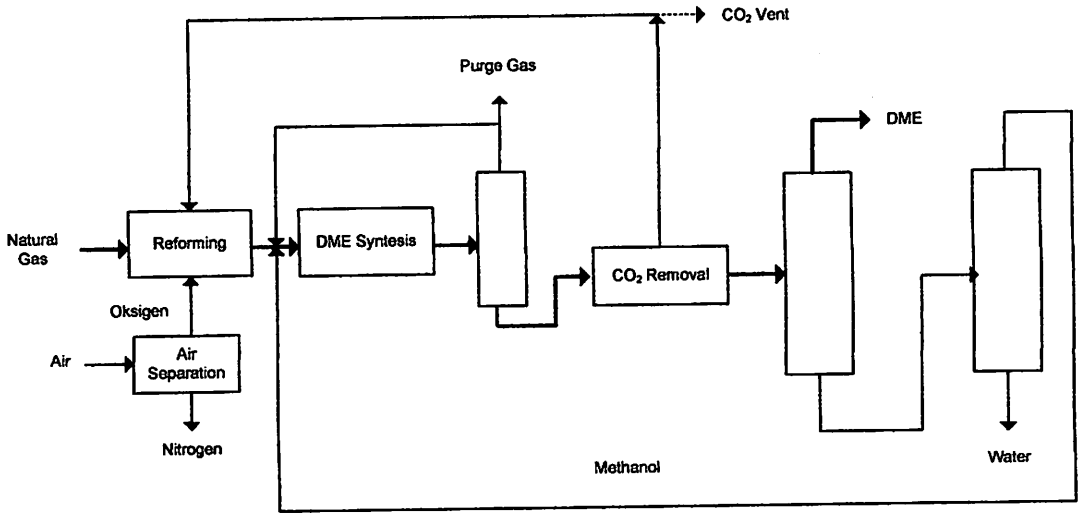
$$3CO_{(g)} + 3H_{2(g)} \longrightarrow CH_3OCH_{3(l)} + CO_{2(g)}$$

$$2CO_{(g)} + 4H_{2(g)} \longrightarrow CH_3OCH_{3(l} + H_2O_{(l)}$$

$$2CO_{(g)} + 4H_{2(g)} \longrightarrow CH_3OH_{(l)}$$

$$CH_3OH_{(l)} \longrightarrow CH_3OCH_{3(l)} + H_2O_{(l)}$$

$$CO_{(g)} + H_2O_{(l)} \longrightarrow CO_{2(g)} + 2H_{2(g)}$$



Gambar 2.2 Blok Diagram *Direct Process*

Selama reaksi sintesa DME suhu di dalam reaktor terus meningkat sehingga harus dikendalikan dengan hati-hati agar tidak menganggu aktivitas katalis.

Dalam bab ini dibatasi hanya untuk pembuatan DME secara lansung dengan bahan dasar dari TKKS. [20]

2.1.2. Bioetanol Fermentasi

Dalam hal yang dipertimbangkan adalah metanol, pertanyaan dari [illegible] yang dibutuhkan untuk pembentukan dan hidrogen H_2 dan CO_2 ini dipertimbangkan untuk proses pembuatan metanol. Kemudian metanol dikonversi menjadi bioetanol [illegible]. Proses pembuatan metanol dan DME sepak [illegible] pembuatan DME berlangsung secara [illegible]. Reaksi yang dipertimbangkan [illegible] adalah [illegible]:

Reaksi:

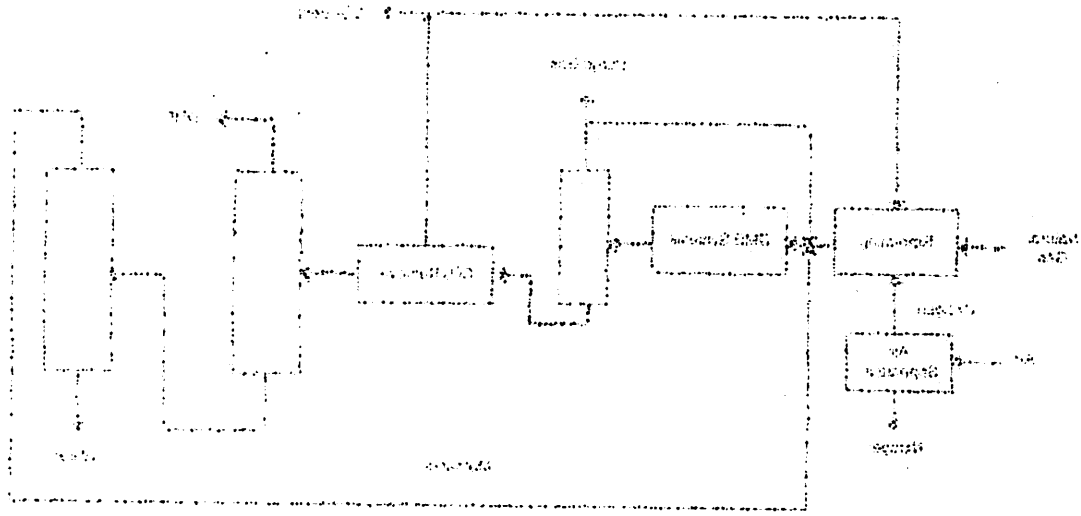
$3\,CO_{(g)} + 3H_{2(g)} \longrightarrow CH_3OCH_{3(g)} + CO_{2(g)}$

$2CO_{2(g)} + 4H_{2(g)} \longrightarrow CH_3OCH_{3(g)} + H_2O_{(g)}$

$2CO_{(g)} + 4H_{2(g)} \longrightarrow CH_3OCH_{3(g)}$

$CH_3OH_{(g)} \longrightarrow CH_3OCH_{3(g)} + H_2O_{(g)}$

$CO_{(g)} + H_2O_{(g)} \longrightarrow CO_{2(g)} + 2H_{2(g)}$



Gambar 2.1 Diagram Alir [illegible]

Sistem [illegible] dimana DME [illegible] di dalam [illegible] [illegible] dikendalikan dengan [illegible] dari [illegible] [illegible].

Dalam [illegible] dasar dari [illegible] [illegible] dasar dari TKKS.[illegible]

2.2 Seleksi Proses

2.2.1 Seleksi Proses Gasifikasi Biomassa Menjadi Gas Sintesis

Tabel 2.1 Perbandingan antara proses gasifikasi berdasarkan metode kontak, antara lain: [21]

	Fixed Bed	*Fluidized Bed*	*Entrained Bed*
Ukuran Partikel	< 51 mm	< 6 mm	≤ 0.15 mm
Metode Kontak	*Counter-current* dan bahan menumpuk dalam Gasifier	*Co-current* dan bahan terfluidisasi	*Co-current* dan *down-flow*
Tipe Bahan	Sangat cocok untuk gasifikasi batubara	Sangat cocok untuk gasifikasi biomassa	Cocok untuk gasifikasi batubara dan tidak cocok untuk gasifikasi biomassa
Suhu reaksi	1090 °C	650-950 °C	> 1990 °C
Reaktan	Udara atau Oksigen	Udara atau Oksigen	Oksigen
Gas Keluaran	Mengandung tar, *phenol, naphta, trace*, amonia, *ash-dust*	Kandungan *ash-dust* sangat tinggi	Gas bebas tar, phenol serta sedikit ash
Kapasitas / Skala	Skala Kecil	Cocok untuk skala industri	Skala Besar

Dari perbandingan ketiga metode di atas maka dipilih gasifier tipe Fluidized Bed.

2.2.2 Seleksi Proses Sintesa Dimetil Eter

Tabel 2.2 Perbandingan Indirect Process dan Direct Process antara lain: [21]

No.	**Parameter**	**Macam Proses**	
		Indirect Process	**Direct Process**
1	Aspek Teknis: - Bahan baku - Katalisator	 Metanol Asam Sulfat (H_2SO_4)	 Batubara dan Biomassa (TKKS, tongkol jagung, dll) Alumina (Al_2O_3)
2	Kondisi Operasi: - Suhu Operasi °C - Tekanan Operasi (atm) - Yield (%) - Konversi (%)	 250-365 15-16 90 45	 250-290 29,6-32 70-80 >75%

2.2 Metode Proses

2.2.1 Metode Proses Tradisional Menggunakan Keranjang dan Saringan

Tabel 2.1 Perbandingan antara proses pengolahan berkualitas rendah dan di antara lain [illegible]

	Tahun 2017	Sebelum Itu	Sesudah Itu
Tahun Mulai	[illegible]	[illegible]	[illegible]
Metode Kemasan	[illegible] dalam [illegible] [illegible]	[illegible] dan [illegible]	[illegible] dan [illegible]
Tipe Bahan	[illegible] [illegible]	[illegible] [illegible]	[illegible] [illegible] [illegible] [illegible] [illegible] [illegible]
Suhu [illegible]	[illegible] °C	[illegible] °C	[illegible] °C
Bentuk	[illegible]	[illegible]	[illegible]
Cara Kemasan	[illegible] [illegible] [illegible] [illegible]	[illegible] [illegible] [illegible] [illegible]	[illegible] [illegible] [illegible] [illegible]
Kapasitas Skala	[illegible]	[illegible]	[illegible]

Dari perbandingan hanya [illegible] di atas [illegible] [illegible] [illegible] [illegible] [illegible]

2.2.2 Metode Proses Kalsen Filmed Ester

Tabel 2.2 Perbandingan [illegible] Proses dan Alat Proses [illegible]

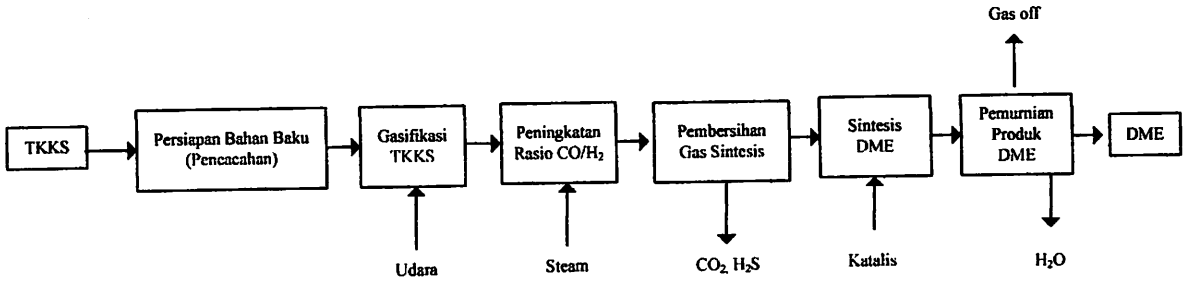
No.	Parameter	Sebelum Proses Tradisional Proses	Sesudah Proses Tradisional Proses
1	Angka Tekanan		
	- Hasil [illegible]	Ketinggi	[illegible] [illegible] [illegible] [illegible] [illegible] [illegible]

Dari kedua proses tersebut, indirect proses memiliki keuntungan karena suhu dan tekanan operasi reaktor relatif rendah daripada direct proses, akan tetapi karena menggunakan asam sulfat yang bersifat korosif sehingga diperlukan peralatan dengan bahan konstruksi yang tahan terhadap korosi yang harganya lebih mahal dan hasil konversinya lebih rendah. Sehingga, berdasarkan katalisator yang dipakai, konversi yang didapatkan dan pemilihan bahan baku, maka dipilih direct proses.

Pemanfaatan TKKS untuk pembuatan DME dapat meningkatkan nilai guna dan pendapatan negara. Oleh karena itu, pada pra-rancang pabrik ini bahan baku yang digunakan adalah Tandan Kosong Kelapa Sawit (TKKS).

2.3 Uraian Proses

Proses pembuatan Dimetil Eter (DME) dari Tandan Kosong Kelapa Sawit (TKKS) dapat dibagi menjadi 5 tahap utama, yaitu:



Gambar.2.5 Blok Diagram Proses Pembuatan DME dari TKKS

2.3.1 Tahap Persiapan Bahan Baku

Proses Pencacahan

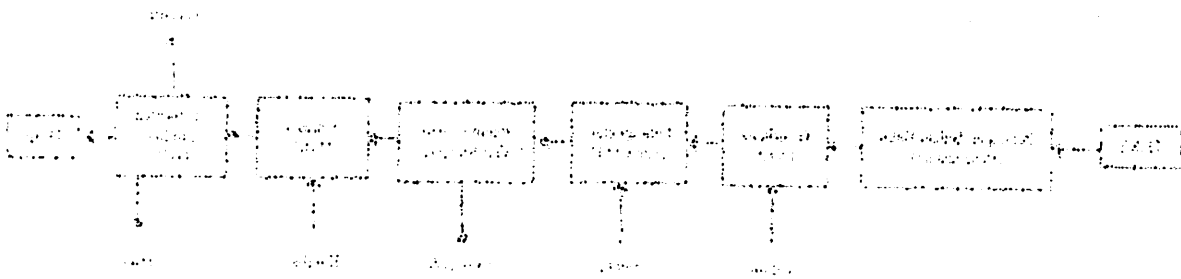
Umpan dibawa dari *Storage* TKKS (F-111) ke pencacah *Empty Fruits Bunches Shredder* I (C-113A) melalui *Belt Conveyor* I (J-112A). Pencacahan pertama dilakukan pada kondisi atmosferik (tekanan 1 atm dan temperatur 30 °C) dengan ukuran 50 mm. Kemudian dilanjutkan dengan pencacahan kedua yang dilakukan di pencacah *EFB Shredder* II (C-113B) melalui *Belt Conveyor* II (J-112B) dan dilakukan pada kondisi atmosferik juga dengan ukuran akhir yang diinginkan adalah 5 mm agar TKKS dapat terfluidisasi di bagian gasifikasi [Pierik and Curvers 1995]. TKKS yang sudah dicacah ditampung di *Bin TKKS* (F-115A) melalui *Bucket Elevator* (J-112C) untuk dilanjutkan ke proses gasifikasi, sedangkan pengotor-pengotor dari pencacahan langsung dibawa proses pengolahan limbah. TKKS yang diumpankan ke *Gasifier Reactor* (R-110) berjumlah 32016.261 kg/jam.

Dari kedua mesin konduksi indirect power menyalak kemungkinan kerusakan-kerusakan operasi rotasi rotor sudah dirpada dimana pemasukan dengan kondisi kerusakan-kerusakan suatu suhu yang bersifat kontrol sehingga dipertahankan perubahan dengan kalor konduksi yang lebih tolerasi kerusakan yang bangunan lebih mahal dan kerusakan kerusakan kerusakan sehingga berlangsungkan kualitasnya yang dipakai kerusakan yang dimungkinkan dan pemilihan rotasi kalor mula dipilih dimana proses.

Pemasukan TEKS untuk pembuatan IMB dapat dengangkatkan alat yang dan pendapatan negara. Oleh karena itu, maka pra-rencana pabrik ini bahan baku yang digunakan adalah Jagung Kering Sempe hasil (TKS).

2.1 Analisa Proses

Proses pembuatan Tepung Jagung (IMB) dari Tanaman Kering Sempe hasil (TKS) dapat dilihat rangkai 2 blok proses yaitu.



Gambar 2.1 Blok Diagram Proses Pembuatan IMB dari TEKS

2.1.1 Tahap Persiapan Bahan Baku

Proses Pemasukan

Jagung dibawa dari Jawaga TEKS (F-111) ke pemasuk Jagung Kering Sempe (C-112A) dengan (C-112A) mulai dari Conveyor (C-112A). Pemasukan pemasukan dilengkapi pada bendal automatik (bahan) dan dan temperatur 30 °C dengan alasan 30 oleh Kemudian dilengkapi dengan pemasukan bahan yang dilakukan di pemasukan (F-6 Sebelum (F-112B) mulai dari Conveyor (C-112B) dan dimasukan pada bendal automatik pada dengan alasan alat yang dilengkapi dengan mulai 4 mm agar TEKS agar terpisahkan di bagian penilaian (Pasal dan Conveyor 1993). TEKS yang mulai dimasukan di dan TEKS (F-112A) mulai dari Conveyor (C-112B) mulai dimasukan ke pemasukan penilaian, sebagian pengumpulan dari pemasukan langsung dimana proses pengadalan bahan. TEKS yang dimasukan ke Conveyor Kanan (C-112B) bagaimana 320 kg/jam

2.3.2 Tahap Gasifikasi Tandan Kosong Kelapa Sawit

Proses gasifikasi dilakukan tidak sempurna dengan menggunakan udara yang diambil dari lingkungan, udara tersebut disaring terlebih dahulu dengan *Filter* Udara (H-117) sebelum masuk gasifier untuk menghilangkan partikel debu dan partikulat lainnya yang mungkin terbawa di dalam udara. Udara bersih dihembuskan melalui *Blower* Udara (G-118) ke *Furnace* (Q-119) untuk dikontakkan dengan bahan bakar dari *Storage* Bahan Bakar (F-115B) untuk memanaskan udara yang juga dialirkan melalui tube furnace dari 30 °C menjadi 650 °C. Kemudian udara panas dengan suhu tinggi dialirkan ke *Gasifier Reactor* (R-110). TKKS yang sudah dicacah didorong masuk ke *Gasifier Reactor* (R-110) dengan *Screw Conveyor* (J-112D) pada tekanan 1 atm dan temperatur 30 °C untuk mengubah bahan baku TKKS membentuk gas sintesis (campuran CO dan H_2). Kondisi operasi pada *Gasifier Reactor* (R-110) adalah 1 atm dan 650°C. Waktu tinggal dalam reaktor gasifier adalah 150 detik. Setelah terjadi proses gasifikasi TKKS, gas produk yang telah dihasilkan menuju *Cyclone* (H-121) untuk menyingkirkan partikulat dan debu-debu. Kemudian, gas sintesis yang dihasilkan, dilewatkan dipipa dibagian atas *Cyclone* (H-121) dengan suhu keluaran 621°C dan kemudian dialirkan menuju *Cooler* I (E-122), sedangkan abu dari pembakaran dikeluarkan dibagian bawah *Cyclone* (H-121) menuju pengolahan limbah.

Reaksi gasifikasi yang terjadi adalah sebagai berikut:

$$C_6H_{10}O_{5(s)} + \tfrac{1}{2}O_{2(g)} \longrightarrow 6CO_{(g)} + 5H_{2(g)}$$

Pada gasifikasi terjadi beberapa reaksi, diantaranya adalah:[16]

$$C_{(s)} + \tfrac{1}{2}O_{2(g)} \longrightarrow CO_{(g)} \qquad \Delta H = -110.5 \text{ kJ/mol}$$

$$CO_{(s)} + \tfrac{1}{2}O_{2(g)} \longrightarrow CO_{2(g)} \qquad \Delta H = -283.2 \text{ kJ/mol}$$

$$C_{(s)} + H_2O_{(g)} \longrightarrow CO_{(g)} + H_{2(g)} \qquad \Delta H = 131 \text{ kJ /mol}$$

$$C_{(s)} + CO_{2(g)} \longrightarrow 2CO_{(g)} \qquad \Delta H = 172 \text{ kJ/mol}$$

$$C_{(s)} + 2H_{2(g)} \longrightarrow CH_{4(g)} \qquad \Delta H = -74 \text{ kJ/mol}$$

$$CO_{(g)} + H_2O_{(g)} \longrightarrow CO_{2(g)} + H_{2(g)} \qquad \Delta H = -41 \text{ kJ/mol}$$

2.2.2 Tahap Gasifikasi Arang Kayu Kelapa Sawit

Proses gasifikasi dilakukan dengan mengunakan oksigen murni yang dimasukkan dari bagian bawah, dengan tujuan agar terjadi kontak antara oksigen dengan arang kayu kelapa sawit yang mengalir secara gravitasi dari bagian atas. Dengan begitu diharapkan terjadi reaksi antara oksigen dengan arang kayu kelapa sawit yang mengalir secara gravitasi dari atas sehingga terjadi reaksi gasifikasi. Dengan demikian diharapkan gas produk yang dihasilkan dapat lebih murni dan bebas dari pengotor lainnya. Dengan begitu diharapkan pula

2.3.3 Tahap Pengkondisian Komposisi dan Pembersihan Gas Sintesis

a. Proses Peningkatan Gas Hidrogen

Gas sintesis perlu didinginkan terlebih dahulu dari suhu 621 °C menjadi 362.7 °C dengan menggunakan *Cooler* I (E-122). Pendinginan dilakukan dengan menggunakan cooling water dengan suhu masuk 30 °C dan suhu steam keluar 80 °C. Setelah dilakukan pendinginan gas masuk ke *Shift Converter* (R-120) untuk meningkatkan rasio H_2/CO dari 1.5 menjadi 1 (rasio optimal untuk sintesa DME). [1]

Reaksi yang terjadi adalah:[16]

$$CO_{(g)} + H_2O_{(l)} \longrightarrow CO_{2(g)} + H_{2(g)} \qquad \Delta H_{298} = -40{,}9 \text{ kJ/mol}$$

Type reactor yang dipakai adalah *Fixed Bed Reaktor*. Kondisi operasi *Shift Converter* (R-120) adalah 365 °C dan tekanan 30 atm. Karena disini suhu gas keluar dari shift converter masih terlalu tinggi, maka perlu dilakukan pendinginan gas lagi di *Cooler* II (E-131) hingga temperatur turun menjadi 57.68 °C. Selanjutnya, gas sintesis dengan H_2/CO rasio = 1 akan dikompresi dengan *Kompresor* II (G-132A) hingga mencapai 72.33 atm dan pada proses kompresi ini suhu akan naik menjadi 58 °C sebelum masuk absorber karena solvent yang digunakan adalah MDEA yang membutuhkan kondisi operasi pada tekanan tinggi.[1]

b. Proses Penyerapan dalam Kolom Absorber

Gas sintesis hasil gasifikasi masih mengandung senyawa-senyawa pengotor yang tidak diinginkan, seperti H_2S dan CO_2. Senyawa-senyawa ini perlu disingkirkan untuk menghindari resiko korosi pada peralatan proses dan deaktivasi katalis pada Reaktor Slurry sintesis DME. Penyerapan dilakukan dengan menggunakan larutan 45%-mol MDEA dan 55%-mol air yang dimake-up di *Amine Mixer* (M-135). Larutan MDEA yang disediakan pada *Storage* MDEA (F-133). Larutan MDEA yang telah dimake-up, dipompa dengan menggunakan Pompa resiprocating (L-136) sebelum masuk absorber. Absorbsi dilakukan dalam kolom *Absorber* (D-130) pada tekanan 72.33 atm. Produk atas kolom berupa campuran gas CO, H_2, dan N_2 dialirkan ke *PreHeater* (E-141) untuk dipanaskan hingga 260.21 °C. Kemudian diturunkan tekanannya menjadi 49.35 atm dengan menggunakan *Expander* I (G-139) dan suhu akan turun menjadi 260 °C. Produk bawah kolom berupa gas CO_2 dan H_2S yang terserap akan terikat dengan larutan MDEA akan ditangani lebih lanjut.

2.2.3 Tahap Pengoksidasian Kromium dan Pembentukan Ion Bikromat

a. Proses Pendinginan Dan Hidrogen

Dicampurkan pada didinginkan sebanyak labuh dari suhu 60 °C mengalir 1,5 °C dengan menggunakan (tabel 1 (4-1,5)). Pendinginan ulakukan dengan menggunakan cooling water dengan suhu mesuk 30 °C dan suhu keluar 38 °C. Setelah dilakukan pendinginan gas mesuk ke tahap konverter (8-1,5) untuk mengoksidasi cair (1,5 °C dari 1,5 mengalir 1 (tabel operasi mesuk sitasi (MHA)).

Reaksi yang terjadi adalah:

$$CH_4 + H_2O \longrightarrow CO_{(g)} + 3H_{2(g)} \qquad \Delta H_{298} = -49,1 \text{ kJ/mol}$$

Type reaktor yang digunakan adalah Fixed Bed Reactor Sensitive operasi MHA Converter (8-1,5) adalah 30,5 °C dan sebanyak 30 jam. Karena efisiensi suhu pada bahan dari sisi konversi mesuk sehingga tinggi suhu pada dilakukan pendinginan pada tahap II tabel II (6-1,5) hingga temperatur turun mengalir 27,5 °C. Sedangkan gas keluar dengan 11,5 °C mesuk 4 1 dalam dilakukan dengan Konverter II (4-1,5) hingga mencapai 72,5 °C dan pada proses kemurnian ini yang dan mengalir 35 °C sehingga mesuk absorber karena adanya yang dipunakan adalah MEA yang mempertahankan kualitas operasi pada cukuran tinggi.

b. Proses Pengurangan dalam Kolom Absorber

Gas alkalis hasil penyaliran mesuk mengandung sisa-sisa pengotor yang tidak diinginkan seperti H_2S dan CO_2. Sisa-sisa pengotor ini perlu dihilangkan sebab mengganggu reaksi pada proses pada dan dalam kolom pada Konverter. Sisa-sisa dengan DMEA. Pengurangan dilakukan dengan mengunakan larutan 45%-nya MEA dan 55%-nya air yang dimasukkan di dalam Mixer (4-1,5). Larutan MEA yang dicampur pada Storage MEA (4-1,5). Larutan MEA yang telah dimasukkan dimasukkan dengan mengunakan Pompa mengalirkan (4-1,5) sebanyak mesuk Absorber. Absorbsi dilakukan dalam kolom Absorber (5-1,5) pada sebanyak 72,5 °C. Proses ini kolom bawah mengalir gas CO_2 dan H_2S dan N_2 dialirkan ke Absorber (5-1,5) untuk dipisahkan hingga 30,5 °C. Kemudian dimasukkan kolomnya mesuk 30,5 °C dengan mengunakan Kompresor I (4-1,5) dan suhu dan mesuk 30 °C. Proses mesuk kolom bawah gas CO_2 dan H_2S yang mengalir dan kolom dengan larutan MEA dan mengan lebih tinggi.

2.3.4 Tahap Reaksi Sintesis DME dari Gas Sintesis

Gas sintesis yang telah dibersihkan dari pengotor-pengotor yang tidak diinginkan dan dikondisikan temperatur dan tekanannya, selanjutnya akan masuk dalam *Slurry Reaktor* (R-130). Reaktor ini berupa *fixed bed reaktor* yang dilengkapi *coil* pendingin. Di dalam reaktor ini, akan terjadi reaksi gabungan antara reaksi sintesis metanol dan reaksi dehidrasi metanol menjadi DME. Reaksi dilangsungkan pada temperatur 260°C dan tekanan 49.35 atm dengan bantuan katalis dua jenis katalis, yaitu katalis untuk sintesa metanol dengan komposisi: CuO: >44%, ZnO 27%, Al_2O_3 33% dan katalis dehidrasi metanol menjadi DME, yaitu katalis DMK-110 dengan formula Al_2O_3> 94%. Catalyst loading ratio yang digunakan sebesar 8.9 kg.h/kg dengan konversi CO sebesar 82 %. Katalis yang akan dipakai tersedia pada *Tangki Slurry Catalyst* (F-143).

Reaksi yang terjadi di dalam reaktor ini adalah: [16]

Sintesa metanol:

$$CO_{(g)} + 2H_{2(g)} \longrightarrow CH_3OH_{(l)} \qquad \Delta H_{298} = -182 \text{ kJ/mol}$$

Dehidrasi metanol:

$$2CH_3OH_{(l)} \longrightarrow CH_3OCH_{3(l)} + H_2O_{(l)} \qquad \Delta H_{298} = -23 \text{ kJ/mol}$$

Shift reaction:

$$CO_{(g)} + H_2O_{(l)} \longleftrightarrow CO_{2(g)} + H_{2(g)} \qquad \Delta H_{298} = -41 \text{ kJ/mol}$$

Reaksi overall:

$$3CO + 3H_2 \longleftrightarrow CH_3OCH_3 + CO_2 \qquad \Delta H_{298} = -246 \text{ kJ/mol}$$

Selanjutnya produk keluaran reaktor dikompresi dengan Kompressor III (G-151) hingga tekanannya menjadi 160 atm, kemudian didinginkan dalam *Cooler* II (E-152) hingga temperaturnya mencapai 30°C. Gas produk selanjutnya dipisahkan komponen cair dan gasnya dengan menggunakan *Flash Separator* (D-130). Produk atas kolom berupa gas yang mayoritas merupakan gas CO, CO_2, H_2 dan sedikit DME. Campuran gas tersebut ditampung di *Storage* CO_2 (F-153) . Sedangkan produk bawah adalah komponen cair yang mayoritas berupa DME, metanol, dan air dialirkan ke Kolom Destilasi (D-160).

3.3.4 Tahap Kedua (Reaksi DMC dengan Alkohol)

Dua alkohol yang telah dibersihkan dari pengotor-pengotor yang lain, dipakai dan dimasukkan komposisi dan sebanyak, sebagaimana dan masuk dalam Tabel Reaktor (R-130). Reaktor ini berupa Autoclave yang dengan dan dilengkapi dengan pendingin dan dalam reaktor ini, dan tanpa katalis dengan suhu kamar dan tekanan dengan katalis dengan tekanan 100°C dan tekanan 40,5 atm dengan bantuan katalis dua jenis katalis yaitu katalis alkoxide metanol dengan katalis DMC. Hasil dimasukkan pada temperatur 100°C dan tekanan 40,5 atm dengan bantuan katalis dua jenis katalis yaitu katalis alkoxide metanol dengan komposisi [illegible] dan katalis DMC [illegible] dan katalis dehidrasi metanol menjadi DME, yaitu katalis DMC-110 dengan komposisi [illegible] Campur katalis ini yang ungunakan sebanyak 8,9 kg/kg dengan komposisi [illegible] 82 % katalis yang alkoxide metanol dan jenis Zeolit [illegible] (Ashfar [illegible]).

Reaksi yang terjadi di dalam reaktor ini adalah :

Sintesa metanol :

$$CO_2 + 3H_2 \longrightarrow CH_3OH \qquad \Delta H_{298} = -49,5 \text{ kJ/mol}$$

Dehidrasi metanol :

$$2CH_3OH \longrightarrow CH_3OCH_3 + H_2O \qquad \Delta H_{298} = -23,4 \text{ kJ/mol}$$

Shift reaction :

$$CO + H_2O \longrightarrow CO_2 + H_2 \qquad \Delta H_{298} = -41 \text{ kJ/mol}$$

Reaksi overall :

$$3CO + 3H_2 \longrightarrow CH_3OCH_3 + CO_2 \qquad \Delta H_{298} = -246,9 \text{ kJ/mol}$$

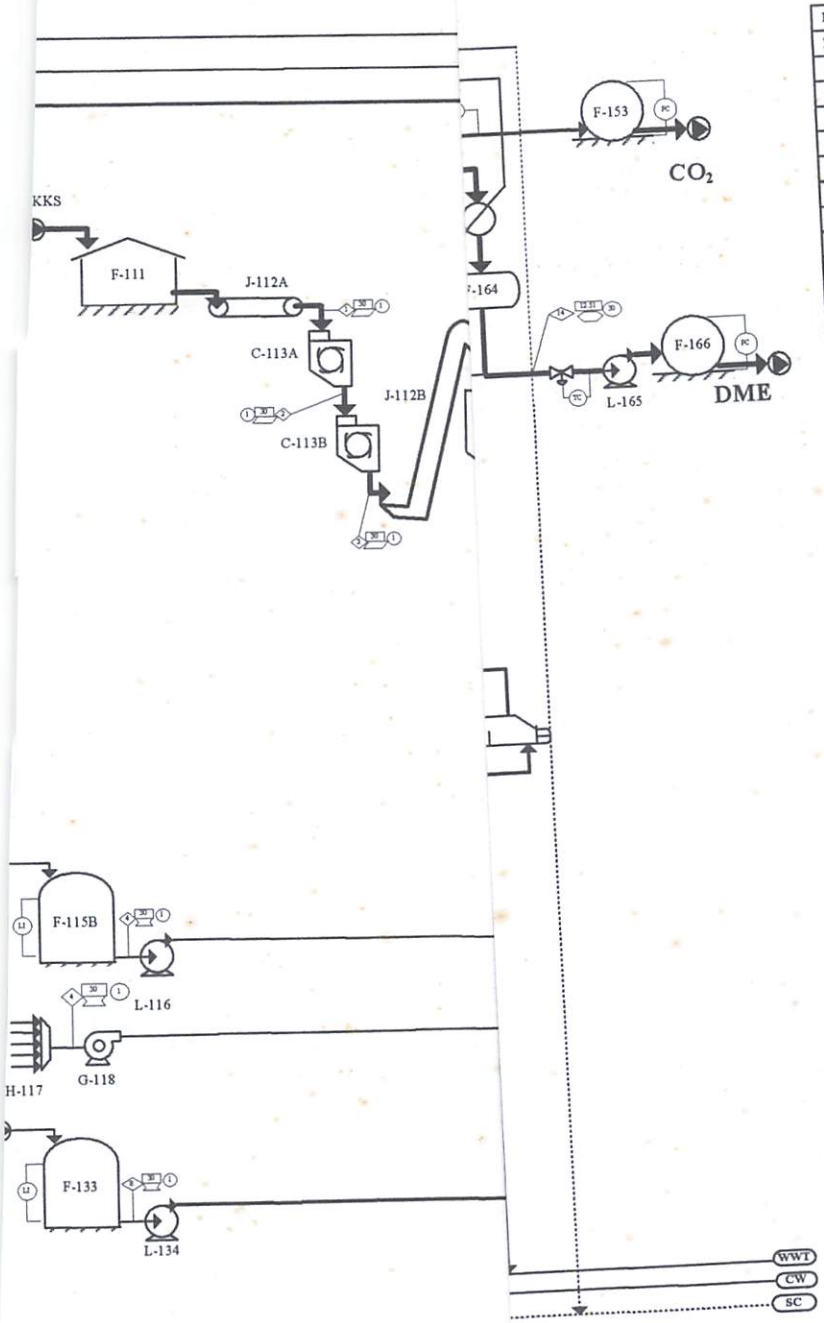
Selanjutnya produk keluaran reaktor dikompresi dengan kompresor K-131 hingga tekanannya mencapai 100 atm. Kemudian didinginkan dalam Cooler C-132 hingga temperaturnya mencapai 30°C. Uap produk selanjutnya dipisahkan dengan cara dan jenis dengan menggunakan Flash Separator (FS-134). Gas yang keluar dari FS-134 yang mengandung H2 dan CO2 dipisahkan dengan Membran Separator (MS-135). Gas H2 dan CO2 yang dihasilkan dari proses di Membran (MS-135) dan gas produk dari FS-134 dengan komposisi dan jenis yang sama dengan komposisi dan jenis yang dengan dan dimasukkan ke dalam Liquid (L-136).

2.3.5 Tahap Pemurnian Produk

Kolom *Distilasi* I (D-160) dioperasikan pada tekanan 30 atm dan suhu 29.99 °C. Dalam kolom *Distilasi* I (D-160), campuran DME, metanol dan air didistilasi hingga diperoleh produk atas berupa DME dengan spesifikasi yang diinginkan dan hasil bawah berupa methanol dan air.

2.3.6 Tahap Penanganan Produk

Produk atas yang berupa Dimetil Eter (DME) dengan konsentrasi 99.2 % yang keluar dari *Kondensor* (E-163) berupa cairan pada tekanan sekitar 30 atm yang yang telah tertampung di *Akumulator* (F-164) selanjutnya dialirkan ke *Storage* Produk DME (F-166) dengan menggunakan pompa DME (L-165). Produk bawah kolom yang berupa campuran air dan sedikit metanol yang keluar dari *Reboiler* (E-162) dialirkan ke unit *Waste Water Treatment* (WWT) untuk diproses lebih lanjut.



NO	KODE	KETERANGAN
16	WWT	WASTE WATER TREATMENT
15	SC	STEAM CONDENSATE
14	CW	COOLING WATER
13	WP	WATER PROCESS
12	S	STEAM
11	LI	LEVEL INDICATOR
10	TI	TEMPERATURE INDICATOR
9	TC	TEMPERATURE CONTROLLER
8	FC	FLOW CONTROLLER
7	PC	PRESSURE CONTROLLER
6	LC	LEVEL CONTROLLER
5		ALIRAN LIQUID
4		ALIRAN GAS
3		ALIRAN PADATAN
2		TEMPERATUR
1		NOMOR ALIRAN MASSA

NO.	KODE	NAMA ALAT	JUMLAH
40	F-166	STORAGE DME	1
39	L-165	POMPA IV	1
38	F-164	AKUMULATOR	1
37	E-163	KONDENSOR	1
36	E-162	REBOILER	1
35	E-161	EXPANDER II	1
34	D-160	KOLOM DESTILASI	1
33	F-153	STORAGE CO_2	1
32	E-152	COOLER III	1
31	G-151	KOMPRESSOR III	1
30	D-150	FLASH SEPARATOR	1
29	F-143	TANGKI KATALIS SLURRY	1
28	G-142	EXPANDER I	1
27	E-141	PREHEATER	1
26	R-140	SLURRY REACTOR	1
25	L-136	POMPA III	1
24	M-135	AMINE MIXER	4
23	L-134	POMPA II	1
22	F-133	STORAGE MDEA	1
21	G-132	KOMPRESSOR II	1
20	E-131	COOLER II	1
19	D-130	KOLOM ABSORBER	1
18	G-123	KOMPRESSOR I	1
17	E-122	COOLER I	1
16	H-121	CYCLONE GASIFIER	1
15	R-120	SHIFT CONVERTER	2
14	Q-119	FURNACE	1
13	H-118	BLOWER UDARA	32
12	H-117	FILTER UDARA	32
11	L-116	POMPA I	1
10	F-115B	STORAGE BAHAN BAKAR	1
9	J-112C	SCREW CONVEYOR	1
8	F-115A	BIN TKKS	1
7	J-112C	BUCKET ELEVATOR	1
6	C-113B	EFB SHREDDER II	1
5	J-112B	BELT CONVEYOR II	1
4	C-113A	EFB SHREDDER I	1
3	J-112A	BELT CONVEYOR I	1
2	F-111	STORAGE TKKS	1
1	R-110	GASIFIER REACTOR	22

Komponen	BM	<1>	<2>	<3>	<14>	<15>
C	12	12095.743	11974.786	11855.		
O	16	13369.991	13236.291	13103.		
N	14	236.920	234.551	232.2		
S	32	211.307	209.194	207.1		
H_2O	18	2769.407	2741.712	2714.2		996.357
Impurities		1255.037	1004.030	803.2		
H_2	2					
N_2	28					
CO	28					
O_2	32					
CH_4	16					
CO_2	44					
H_2S	34					
MDEA	119					
DMK-110						
MK-121						
Mineral Oil						
CH_3OCH_3	46				6313.131	51.127
CH_3OH	32					1.187
Total		32016.261	31457.641	30952.2	6313.131	1048.671

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG

FLOW SHEET
PRA RENCANA PABRIK DIMETIL ETER DARI TANDAN KOSONG KELAPA SAWIT DENGAN PROSES GASIFIKASI
KAPASITAS : 50.000 TON/TAHUN

DIRANCANG OLEH :	DISETUJUI DOSEN PEMBIMBING :
DINA DE JESUS BRANCO 08.14.905 IVAN ADI KURNIAWAN 07.14.020	Ir. HARIMBI SETYAWATI, MT NIP. 19630307 199203 2002

BAB III

NERACA MASSA

Kapasitas produksi : 50.000 ton/tahun

Waktu operasi : 330 hari, 1 hari = 24 jam

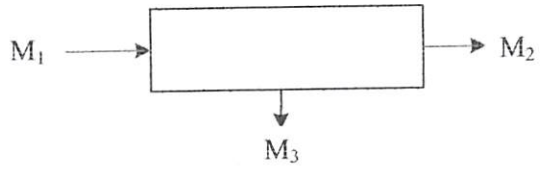
Basis : $\frac{50.000\ \text{ton}}{\text{tahun}} \times \frac{1000\ \text{kg}}{\text{ton}} \times \frac{1\ \text{tahun}}{330\ \text{hari}} \times \frac{1\ \text{hari}}{24\ \text{jam}} = 6313.131\ \text{kg/jam}$

Satuan : kg/jam

Basis TKKS : $\frac{6313.1313\ \text{kg/jam} \times 1000\ \text{ton}}{197.185\ \text{ton}} = 32016.261\ \text{kg/jam.}$

1. *EFB Shredder* I (C-113A)

Berfungsi untuk mencacah TKKS menjadi kurang lebih 50 mm.



Persamaan neraca massa total :

$M_1 = M_2 + M_3$

Dimana :

M_1 = Massa TKKS masuk *EFB Shredder* I

M_2 = Massa TKKS menuju *EFB Shredder* II

M_3 = Massa impurities yang terbuang

Kondisi operasi pada *EFB Shredder I*:

Temperatur : 30 °C

Tekanan : 1 atm

MILIK
PERPUSTAKAAN
ITN MALANG

BAB III

NERACA MASSA

Kapasitas produksi : 50.000 ton/tahun

Waktu operasi : 330 hari; 1 hari = 24 jam

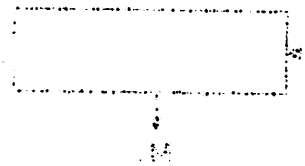
Basis : $\frac{50.000 \text{ ton}}{\text{tahun}} \times \frac{1000 \text{ kg}}{\text{ton}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} = 6313,131 \text{ kg/jam}$

Satuan : kg/jam

Massa TKKS : $\frac{6313,131 \text{ kg/jam} \times 100 \text{ ton}}{197,188 \text{ ton}} = 3203,4 \text{ kg/jam}$

1. *CPO Separator 1 (SC-1101)*

Berfungsi untuk memisahkan TKKS menjadi Sludge lebih 3% dan



Persamaan massa untuk total :

$M_1 = M_2 + M_3$.

Dimana :

M_1 = Massa TKKS masuk CPO Separator 1

M_2 = Massa TKKS menuju CPO Separator II

M_3 = Massa impurities yang terbuang

Komponen operasi pada CPO Separator 1

Temperatur : 30 °C

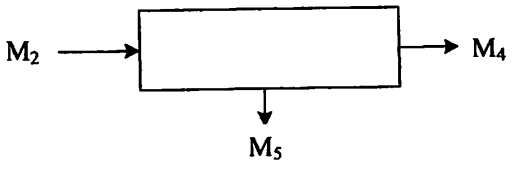
Tekanan : 1 atm

Tabel. 3.1 Neraca Massa Pada EFB Shredder I

Masuk	kg/jam	Keluar	kg/jam
Dari Gudang (M_1)		Menuju *EFB Shredder* II (M_2)	
C	12095.743	C	11974.786
H	2077.855	H	2057.077
O	13369.991	O	13236.291
N	236.920	N	234.551
S	211.307	S	209.194
H_2O	2769.407	H_2O	2741.712
Impurities	1255.037	Impurities	1004.030
Jumlah	32016.261	Jumlah	31457.641
		Menuju Pengolahan Limbah (M_3)	
		Sisa TKKS + Impurities + air	558.620
Total	**32016.261**	**Total**	**32016.261**

2. ***EFB Shredder* II (C-113B)**

Berfungsi untuk mencacah TKKS yang telah dicacah di *EFB Sheredder* I menjadi lebih kecil lagi dengan ukuran 5 mm.



Persamaan neraca massa total :

$M_2 = M_4 + M_5$

Dimana :

M_2 = Massa TKKS masuk *EFB Shredder* II

M_4 = Massa TKKS menuju *Gasifier Reactor*

M_5 = Massa sisa TKKS dan impurities yang terbuang

Kondisi operasi pada *EFB Shredder* I:

Temperatur : 30 °C

Tekanan : 1 atm

[illegible]

[illegible]

[illegible]

X^1 = [illegible]

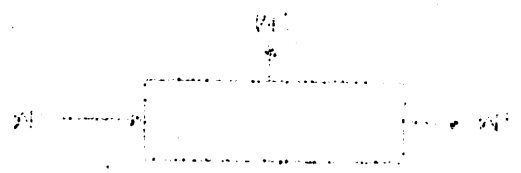
X^2 = [illegible]

X^3 = [illegible]

[illegible]:

$X^4 = X^1 + X^2$

[illegible]



[illegible]

[illegible]

3. [illegible]

[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
		[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]		[illegible]	
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]

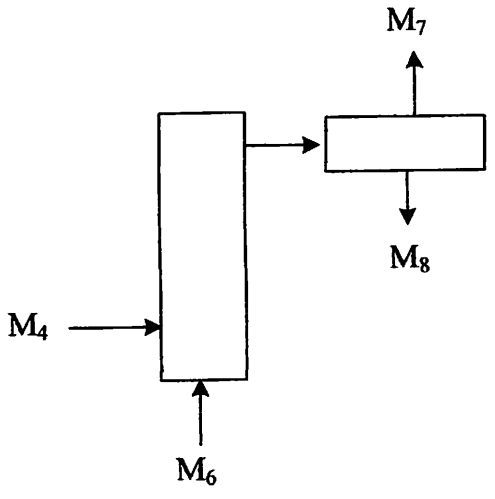
[illegible]

Tabel. 3.2 Neraca Massa Pada *EFB Shredder* II

Masuk	kg/jam	Keluar	kg/jam
Dari *EFB Shredder* I (M_2)		Menuju *Gasifier Reactor* (M_3)	
C	11974.786	C	11855.038
H	2057.077	H	2036.506
O	13236.291	O	13103.928
N	234.551	N	232.206
S	209.194	S	207.102
H_2O	2741.712	H_2O	2714.295
Impurities	1004.030	Impurities	803.224
Jumlah	31457.641	Jumlah	30952.299
		Menuju Pengolahan Limbah (M_4)	
		Sisa TKKS + Impurities + air	505.342
Total	**31457.641**	**Total**	**31457.641**

3. ***Gasifier Reactor* (R-110)**

Berfungsi untuk mengkonversi bahan baku TKKS menjadi gas sintesis, dimana kandungan utama yang diinginkan adalah H_2 dan CO.



Persamaan neraca massa total :

$M_4 + M_6 = M_7 + M_8$

Dimana :

M_4 = Massa TKKS masuk *Gasifier Reactor*

M_6 = Massa udara masuk *Gasifier Reactor*

M_7 = Massa gas sintesis kotor keluar dari *Gasifier Reactor*

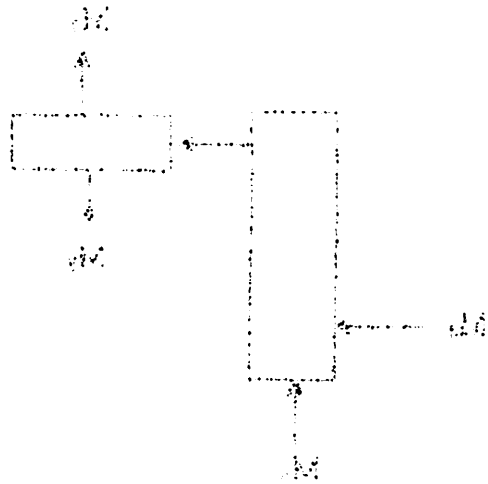
M_8 = Massa abu dan partikel pengotor keluar dari *Gasifier Reactor*

Tabel 1.2 Neraca Massa Pada [illegible]

Masuk		Keluar		Keterangan
Aliran [illegible] (kg/jam)		Aliran [illegible] (kg/jam)		
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
Impurities	[illegible]	Impurities	[illegible]	[illegible]
Sumbu	[illegible]	Sumbu	[illegible]	[illegible]
		Aliran Pengendalian Lainnya (kg/jam)		
		Nilai [illegible] Impurities [illegible]		[illegible]
Total	[illegible]	Total	[illegible]	[illegible]

3. Gambar Alat (B-1109)

Berfungsi untuk mendinginkan aliran hasil TKKS keluaran dari separator dengan menggunakan media pendingin air dari CT.



Persamaan neraca massa total :

[illegible] + [illegible] = [illegible] + [illegible]

Keterangan :

[illegible] = Aliran TKKS masuk Cooler Kondensor

[illegible] = Aliran air masuk Cooler Kondensor

[illegible] = Aliran gas amonia masuk kolom dari Cooler Kondensor

[illegible] = Aliran air dari [illegible] keluar dari Cooler Kondensor

Kondisi operasi pada *Gasifier Reactor* type BFB adalah sebagai berikut: [23]

Temperatur : 650 °C = 923.15 K

Tekanan : 1 bar = 0.99 atm

Reaktan : Udara

Rasio udara : Feed TKKS = 2 : 1

Tabel. 3.3 Neraca Massa Pada *Gasifier Reactor*

Masuk	kg/jam	Keluar	kg/jam
Dari *EFB Shredder* II (M_4)		Menuju *Shift Converter* (M_7)	
C	11855.038	H_2	1111.449
H	2036.506	N_2	232.206
O	13103.928	CO	22619.571
N	232.206	O_2	142.586
S	207.102	CH_4	10.243
H_2O	2714.295	CO_2	7876.487
Impurities	803.224	H_2S	154.032
Jumlah	30952.299	H_2O	10935.215
Dari Furnace (M_6)		Jumlah	43081.789
O_2	12999.966	Menuju Pengolahan Limbah (M_8)	
N_2	48904.632	C sisa	5.121
		N_2	48904.632
		S sisa	62.131
		Impurities	803.224
Total	**92856.897**	**Total**	**92856.897**

Kondisi operasi pada Gasifier Reactor type BGH adalah sebagai berikut:[1]

Temperatur : 650 °C = 923,15 K

Tekanan : 1 bar = 0,99 atm

Densitas : 1 kg/m³

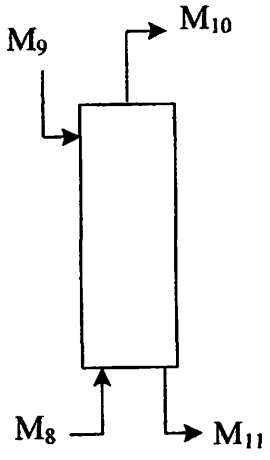
Rasio udara : Feed TKKS = 2 : 1

Tabel 3.4 Neraca Massa Pada Gasifier Reactor

Masuk		Keluar		Keterangan
Dari ACR Separator II (Mu)		Menuju SRR Conversor (Mv)		
C	1155,078	H₂	111,440	
H	202,566	N₂	22,206	
O	1110,928	CO	220,672	
N	22,206	O₂	44,338	
S	202,102	CO₂	1024,1	
H_2O	374,395	CH_4	276,487	
Impurities	804,224	H_2S	14,082	
Jumlah	3922,299	H_2O	1022,113	
		Jumlah	3922,299	
Dari Furnace (Mu)				
O_2	1200,00	Vapor Pengolahan Limbah (Mi)		
N_2	4498,432	C sisa	5,121	
		N_2	4498,432	
		H sisa	62,121	
		Impurities	804,224	
Total	9522,299	Total	9522,299	

4. ***Shift Converter* (R-120)**

Fungsi: Untuk mengubah mayoritas dari CO, ketika direaksikan dengan H_2O menjadi CO_2 dan H_2 melalui reaksi *water-gas shift*.



Persamaan neraca massa total :

$M_8 + M_9 = M_{10} + M_{11}$

Dimana:

M_8 = Massa gas sintesis masuk *Shift Converter*

M_9 = Massa steam masuk *Shift Converter*

M_{10} = Massa gas sintesis hasil keluar *Shift Converter*

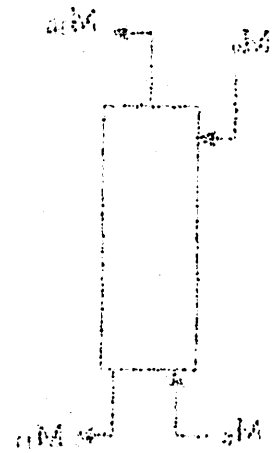
M_{11} = Massa air keluar dari *Shift Converter*

Kondisi operasi pada *Shift Converter* adalah:

Temperatur	: 365 °C		= 638.15 K
Tekanan	: 30	bar	= 29.61 atm

4. Shift Converter (R-120)

Fungsi: Untuk mengubah monoxida dan CO_2 bahan dimethylether dengan H_2O menjadi CO_2 dan H_2 melalui reaksi water-gas shift.



Persamaan neraca massa total :

$M_6 + M_{6a} = M_{11} + M_{11}$

Dimana:

M_6 = Massa gas sintesis masuk Shift Converter

M_{6a} = Massa steam masuk Shift Converter

M_{11} = Massa gas sintesis keluar Shift Converter

M_{11} = Massa air keluar dari Shift Converter

Kondisi operasi pada Shift Converter adalah:

Temperatur : 365 °C = 638,15 K

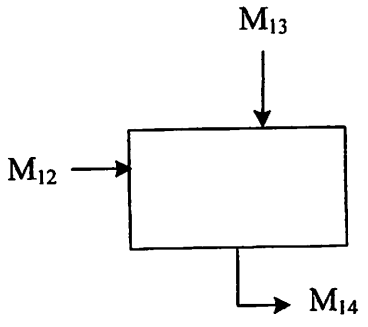
Tekanan : 30 bar = 29,61 atm

Tabel. 3.4 Neraca Massa Pada *Shift Converter*

Masuk	kg/jam	Keluar	kg/jam
Dari *Gasifier Reactor* (M_8)		Menuju Absorber (M_{10})	
H_2	1111.449	H_2	1369.958
N_2	232.206	N_2	232.206
CO	22619.571	CO	19000.439
O_2	142.586	O_2	142.586
CH_4	10.243	CH_4	10.243
CO_2	7876.487	CO_2	13563.694
H_2S	154.032	H_2S	154.032
H_2O	10935.215	H_2O	996.024
Jumlah	43081.789	Jumlah	35469.181
Steam masuk (M_9)		Menuju Pengolahan Air (M_{11})	
H_2O	3322.608	H_2O	10935.215
Total	**46404.396**	**Total**	**46404.396**

5. TANGKI PENGENCER (M-135)

Berfungsi untuk mengencerkan MDEA 100% menjadi 45 %.



Persamaan neraca massa total :

$M_{12} + M_{13} = M_{14}$

Keterangan:

M_{12} = Massa MDEA 100 % masuk tangki pengencer

M_{13} = Massa air proses masuk tangki pengencer

M_{14} = Massa larutan MDEA 45 % masuk Absorber

Kondisi operasi pada tangki pengencer larutan MDEA:

Temperatur : 30 °C = 303,15 K

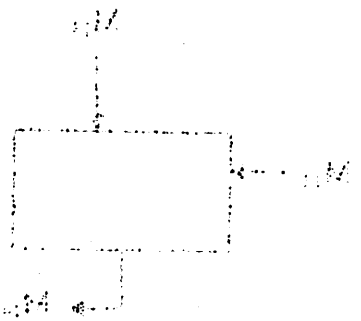
Tekanan : 1 atm

Transducer Power Mass Peak Mass Efficiency

Mass	Agfem	Mass	Agfem
Port Cargo Power (Wh)		Passenger Selection (Mh)	
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
Jurisdiction	[illegible]	Jurisdiction	[illegible]
Steam mass (Mh)		Mating Transformer Vs (Mh)	
[illegible]	[illegible]	[illegible]	
Total	[illegible]	Total	[illegible]

3. TRANSMIT TRANSFORMER (M-TR)

Functional mass management within Port Cargo [illegible]



Maximum mass area [illegible]:

$M_{11} = M_{12} \cdot M_{13}$

Nomenclature.

M_{12} = Mass MDPA 100 % mass angle parameter

M_{13} = Mass air press mass angle parameter

M_{11} = Mass lemon MDPA 45 % mass adjustment

Accident cargo peak length pockets or lemon [illegible]

Longitude : [illegible] = [illegible] X

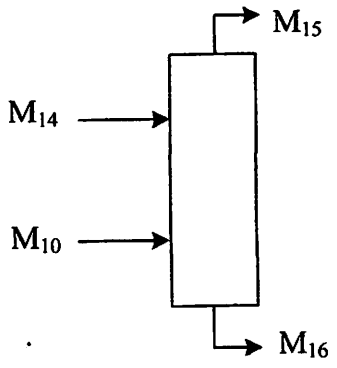
Volume : [illegible] m

Tabel. 3.5 Neraca Massa Pada Tangki Pengencer

Masuk	kg/jam	Keluar	kg/jam
Dari Storage MDEA (M_{12})		Menuju Kolom Absorber (M_{13})	
MDEA 100 %	17100.000	MDEA 45 %	16746.931
Dari Water Process (M_{16})		H_2O	20468.471
H_2O	20900.000	Tersisa dalam tangki (M_{14})	
		MDEA 45 %	353.069
		H_2O	431.529
Total	38000.000	**Total**	38000.000

6. Kolom Absorber (D-130)

Berfungsi untuk mengabsorbsi H_2S dan CO_2 yang terkandung dalam gas sintesis dengan menggunakan larutan MDEA.



Persamaan neraca massa total :

$M_{10} + M_{14} = M_{15} + M_{16}$

Keterangan:

M_{10} = Massa gas sintesis masuk ke kolom Absorber

M_{14} = Massa campuran larutan amine ke kolom Absorber

M_{15} = Massa sweet gas keluar dari kolom Absorber

M_{16} = Massa *Amine Rich* keluar dari kolom Absorber

Kondisi operasi Kolom Absorber:[15]

Temperatur : 58 °C = 331.15 K

Tekanan : 1063 psia = 72.33 atm

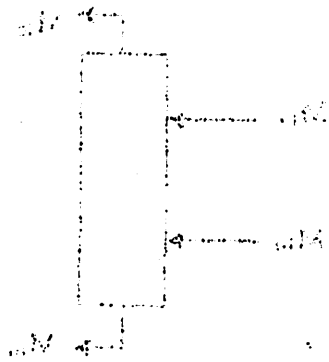
Rasio larutan amine : MDEA 45% dan air 55%

Tabel 3.3 Neraca Massa Pada Tangki Pengumpan

Masuk		Keluar	
dari Storage NH_3 (A-1)		Menuju Kolom Absorber (A-1)	
NH_3 100 %	17100,000	NH_3 40 %	10740,471
dari Water Process (M_{11})		H_2O	26460,471
H_2O	27000,000	Dari kolom dalam tangki (M_{12})	
		NH_3 40 %	33,529
		H_2O	44,529
Total	38000,000	Total	38000,000

A. Kolom Absorber (D-120)

Keterangan untuk mengabsorpsi NH_3 dari CO_2 yang terkandung dalam gas sintesis dengan menggunakan larutan NH_3 A



Komponen masuk dengan zona zona :

$M_{10} = M_{11} + M_{12} + M_{13}$

Keterangan:

M_{10} = Massa gas sintesis masuk ke kolom Absorber

M_{11} = Massa mempunyai larutan masuk ke kolom Absorber

M_{12} = Massa uap gas sisa dari kolom Absorber

M_{13} = Massa dalam fase kolom dari kolom Absorber

Kondisi operasi Kolom Absorber[1]

Temperatur : 38 °C = 311,15 K

Tekanan : 1043 psia = 72,33 atm

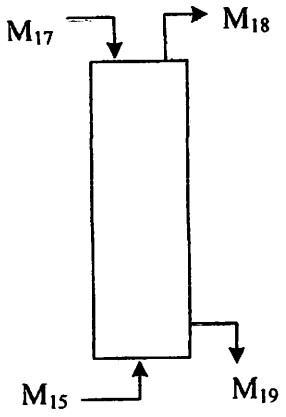
Rasio larutan masuk : NH_3 A 40% dan air 60%

Tabel. 3.6 Neraca Massa Pada Kolom Absorber

Masuk	kg/jam	Keluar	kg/jam
Dari *Shift Converter* (M_{10})		Menuju *Slurry Reactor* (M_{15})	
H_2	1369.958	H_2	1369.958
N_2	232.206	N_2	232.206
CO	19000.439	CO	19000.439
O_2	142.586	O_2	142.586
CH_4	10.243	CH_4	10.243
CO_2	13563.694	CO_2	2.713
H_2S	154.032	H_2O	996.024
H_2O	996.024	Jumlah	21754.168
Jumlah	35469.181	Menuju *Recycle* (M_{16})	
Dari *Amine Mixer* (M_{14})		CO_2	154.032
MDEA	16746.931	H_2S	13560.981
H_2O	20468.471	MDEA	16746.931
Jumlah	37215.402	H_2O	20468.471
Total	**72684.584**	**Total**	**72684.584**

7. ***Slurry Bubble Reaktor* (D-140)**

Berfungsi sebagai tempat terjadinya gabungan antara reaksi sintesis metanol dan reaksi dehidrasi metanol menjadi DME.

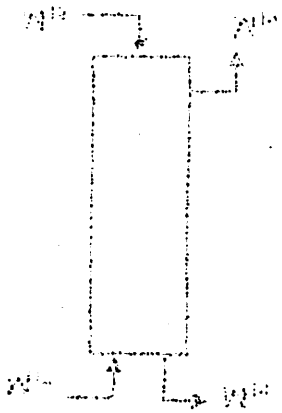


Persamaan neraca massa total :

$M_{15} + M_{17} = M_{18} + M_{19}$

$$N^{+} + N^{+} \rightarrow N^{+} + N^{+}$$

ปฏิกิริยานี้ต้องใช้พลังงานมากเท่าใด



ตอบ ปฏิกิริยานี้ต้องใช้พลังงานเท่ากับ 14.4 MeV

ปฏิกิริยาฟิชชันที่เกิดขึ้นในเครื่องปฏิกรณ์ปรมาณูจะมีผลิตภัณฑ์ที่เกิดขึ้นมากมายหลายชนิด ดังตัวอย่างต่อไปนี้

2. ปฏิกิริยาฟิชชันของ ^{235}U (^{1}n, ^{140}Ba)

ผลิตภัณฑ์	มวลอะตอม	ผลิตภัณฑ์	มวลอะตอม
ไอโซโทป	[illegible]	ไอโซโทป	[illegible]
H_2O	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
ไอโซโทปของ [illegible]		[illegible]	[illegible]
ไอโซโทป	[illegible]	ไอโซโทปของ [illegible]	
[illegible]	[illegible]	ไอโซโทป	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
ไอโซโทปของ [illegible]		ไอโซโทปของ [illegible]	
ไอโซโทป	มวลอะตอม	ไอโซโทป	มวลอะตอม

ตารางที่ [illegible] ผลิตภัณฑ์ที่เกิดขึ้นจากปฏิกิริยาฟิชชัน

Keterangan:

M_{15} = Massa sweet gas masuk ke *Slurry Bubble Reactor*

M_{17} = Massa katalis masuk ke *Slurry Bubble Reactor*

M_{18} = Massa gas hasil reaksi keluar dari *Slurry Bubble Reactor*

M_{19} = Massa katalis keluar dari *Slurry Bubble Reactor*

Kondisi operasi pada Slurry Reactor:

- Temperatur : 260°C = 533.15 K
- Tekanan : 5 mPa = 49.35 atm
- Katalis : Type = $Cu/ZnO/Al_2O_3$ Catalyst loading ratio (= perbandingan berat katalis (kg) terhadap laju alir gas reaktan (kg/jam)) = 8.88 kg .[24]

Tabel. 3.7 Neraca Massa Pada *Slurry Bubble Reactor*

Masuk	kg/jam	Keluar	kg/jam
Dari Kolom Absorber (M_{15})		Menuju *Flash Separator* (M_{18})	
H_2	232.206	H_2	256.927
N_2	2.713	N_2	232.206
CO	1369.958	CO	3420.079
O_2	10.243	O_2	142.586
CH_4	142.586	CH_4	10.243
CO_2	19000.439	CO_2	8162.766
H_2O	996.024	CH_3OCH_3	8531.818
Jumlah	21754.168	CH_3OH	1.187
		H_2O	996.357
		Jumlah	21754.168
Dari Tangki Katalis (M_{17})		Ke Pengolahan Limbah (M_{19})	
DMK-110	2.036	DMK-110	2.036
MK-121	6.786	MK-121	6.786
Mineral Oil (Parafin)	43697.015	Mineral Oil	43697.015
Total	**65460.005**	**Total**	**65460.005**

Keterangan:

M_{fg} = Massa awal gas masuk ke Silency Double Reactor

M_{fp} = Massa karbon masuk ke Silency Double Reactor

M_{pg} = Massa gas hasil reaksi karbon dari Silency Double Reactor

M_{fy} = Massa karbon karbon dari Silency Double Reactor

Kondisi operasi pada Silency Reactor:

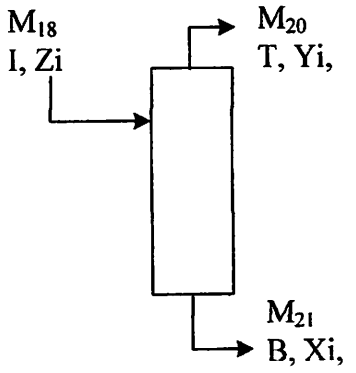
- Temperatur : 300°C = 573,15 K
- Tekanan : 5 atm = 49,35 atm
- Karbon : $(y_{fc}$ = (%C/%C) Arang) (Catalyst loading ratio (= perbandingan berat karbon (kg) terhadap uap air gas reaktan (kg/jam) = 2,88 kg [1])

Tabel 3.7 Neraca Massa Pada Silency Double Reactor

Masuk	Kg/jam	Keluar	Kg/jam
Dari Karbon Absorber (M_{fg})		Menuju Filter Separator (M_{pg})	
H_2	242,208	H_2	242,207
N_2	2,713	N_2	232,208
CO	1.946,948	CO	1.946,948
O_2	10,243	O_2	142,886
CH_4	142,886	CH_4	10,243
CO_2	1.000,439	CO_2	1.000,439
H_2O	242,208	H_2O	242,208
Jumlah	2.727-1,158	CH3OH	1,167
		H_2O	242,208
		Jumlah	2.727-1,158
Dari Tangki Karbon (M_{fp})		Ke Pengendalian Limbah (M_{fy})	
DMK-110	2,000	DMK-110	2,000
MK-121	6,750	MK-121	6,750
Minyak Gas (Parafin)	4.000,000	Minyak Gas	4.000,000
Total	85.600,000	Total	85.600,000

8. Flash Separator (D-150)

Berfungsi untuk memisahkan komponen cair dan gasnya.



Persamaan neraca massa total :

$M_{18} = M_{20} + M_{21}$

Keterangan:

M_{18} = Massa fresh gas hasil reaksi masuk ke *Flash Separator*

M_{20} = Massa produk atas keluar dari *Flash Separator*

M_{21} = Massa produk bawah keluar dari *Flash Separator*

Kondisi operasi pada Flash *Separator*:

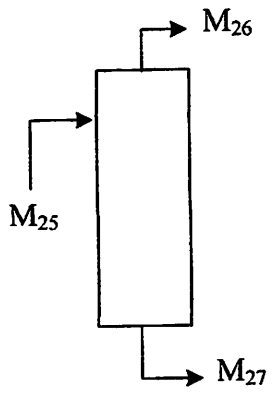
Temperatur	: -10 °C	= 228.15 K
Tekanan	: 71 bar	= 70 atm

Tabel 3.8.3 Neraca Massa Pada *Flash Separator*

Masuk	kg/jam	Keluar	kg/jam
Dari *Slurry Reactor* (M_{21})		Menuju *Storage* CO_2 (M_{22})	
H_2	256.927	H_2	256.927
N_2	232.206	N_2	232.206
CO	3420.079	CO	3420.079
O_2	142.586	O_2	142.586
CH_4	10.243	CH_4	10.243
CO_2	8162.766	CO_2	8162.766
CH_3OCH_3	8531.818	CH_3OCH_3	1845.364
CH_3OH	1.187	Jumlah	14070.170
H_2O	996.357	H_2	256.927
Jumlah	21754.168	N_2	232.206
		Menuju Kolom *Destilasi* (M_{23})	
		CH_3OCH_3	6686.453
		CH_3OH	1.187
		H_2O	996.357
		Jumlah	7683.998
Total	**21754.168**	**Total**	**21754.168**

9. Kolom Destilasi (D-160)

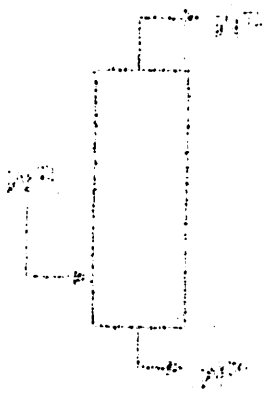
Berfungsi untuk memisahkan produk DME dari metanol dan air.



Persamaan neraca massa total :

$M_{25} = M_{26} + M_{27}$

[illegible]



[illegible]

[illegible]

[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
		[illegible]	[illegible]
		[illegible]	[illegible]
		[illegible]	[illegible]
		[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]

[illegible]

Keterangan:

M_{25} = Massa feed masuk ke Kolom Destilasi

M_{26} = Massa produk atas keluar dari Kolom Destilasi

M_{27} = Massa produk bawah keluar dari Kolom Destilasi

Kondisi Operasi pada Kolom Destilasi:

$P_{operasi}$ = 30 atm = 440.877 psia

Suhu feed masuk Destilasi = 28.83 °C = 301.98 K

Suhu produk atas Destilasi = 12.51°C = 285.66 K

Suhu produk bawah Destilasi = 150.3 °C = 423.42 K

Neraca Massa Pada Destilasi

Masuk	**kg/jam**	**Keluar**	**kg/jam**
Dari Destilasi I (M_{25})		Menuju Storage DME (M_{26})	
CH_3OCH_3	6686.453	CH_3OCH_3	6313.131
CH_3OH	1.187	Jumlah	6313.131
H_2O	996.357	Menuju WWT (M_{27})	
Jumlah	7683.998	CH_3OCH_3	373.322
		CH_3OH	1.187
		H_2O	996.357
		Jumlah	1370.867
Total	**7683.998**	**Total**	**7683.998**

Maka jumlah DME yang terbentuk adalah 6313.131 kg/jam dengan kemurnian 94.42 % dari jumlah bahan baku TKKS sebanyak 32016.261 kg/jam untuk kapasitas produksi 50.000 ton/tahun.

Keterangan:

M_{fs} = Massa fosil masuk ke Kolom Destilasi

M_{ac} = Massa produk atas keluar dari Kolom Destilasi

M_{br} = Massa produk bawah keluar dari Kolom Destilasi

Kondisi Operasi pada Kolom Destilasi:

$P_{operasi}$ = 30 atm = 440,327 psia

Suhu fosil masuk Destilasi = 26,83 °C = 301,98 K

Suhu produk atas Destilasi = 12,31°C = 285,46 K

Suhu produk bawah Destilasi = 150,1 °C = 423,42 K

Neraca Massa Pada Destilasi

Masuk		Keluar		Keterangan
Dari Destilasi I (M_{fs})		Menuju Storage DMH (M_{ac})		
$C_{11}H_{24}O(l)$	4686,452	$C_{11}H_{24}O(l)$	4686,452	
CH_3OH	1,187	Jumlah	4686,452	
H_2O	990,327	Menuju WWT (M_{br})		
Jumlah	5677,966	$C_{11}H_{24}O(l)$	577,325	
		CH_3OH	1,187	
		H_2O	990,327	
		Jumlah	1577,839	
Total	5677,966	Total	5677,966	

Massa produk DMH yang terbentuk adalah 4686,452 kilogram dengan konversi 94,42 % dari produk hasil reaksi. 1KG/S sebanyak 1000,301 kilogram dan 8 kilogram produksi 30,000 ton/tahun.

BAB IV
NERACA PANAS

Di pabrik Dimetil Eter ini, tidak semua peralatan mengalami interaksi panas. Oleh karena itu, perhitungan neraca panas (energi) hanya dikerjakan pada peralatan yang mengalami interaksi panas.

Kapasitas produksi : 50.000 ton/tahun = 6313.131 kg/jam

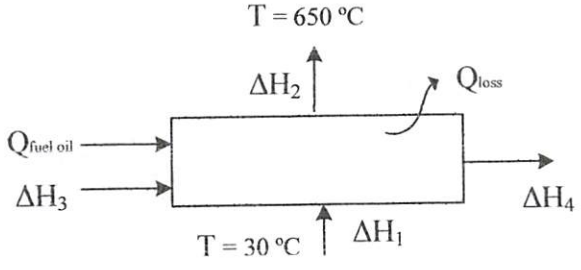
Waktu operasi : 330 hari/tahun ; 24 jam/hari

Suhu referensi : 25 °C = 289.15 K

Satuan : kkal/jam

1. *Furnace* (Q-119)

Fungsi: Untuk mengontakkan udara dengan bahan bakar sehingga menghasilkan udara dari suhu 30 °C menjadi suhu 650 °C sebelum udara menuju gasifier.



Neraca panas total : $\Delta H_1 + \Delta H_3 + Q_{Fuel\ oil} = \Delta H_2 + \Delta H_4 + Q_{loss}$

Dimana :

ΔH_1 = panas udara masuk tube furnace

ΔH_2 = panas udara keluar furnace

ΔH_3 = panas udara masuk shell furnace

$Q_{Fuel\ oil}$ = panas yang diberikan fuel oil

ΔH_4 = panas flue oil keluar furnace

Q_{loss} = panas yang hilang

MILIK
PERPUSTAKAAN
ITN MALANG

Tabel 4.1 Neraca Panas pada *Furnace*

Masuk	(kkal/jam)	Keluar	(kkal/jam)
ΔH_1	76955.561	ΔH_2	9977079.864
ΔH_3	2677.425	Q_{loss}	3847.778
$Q_{Fuel\ oil}$	10261446.612	ΔH_4	360151.957
Total	**10341079.599**	**Total**	**10341079.599**

Bab 5

KESIMPULAN DAN SARAN

Di pabrik Amoniak dari bahan baku natrium perklorat menggunakan metanol metode, dari kesimpulan perhitungan neraca massa maka energi hasil diperoleh pada reaktor yang menggunakan bahan baku pada.

Kapasitas produksi : 50.000 ton tahun = 6313,131 kg/jam

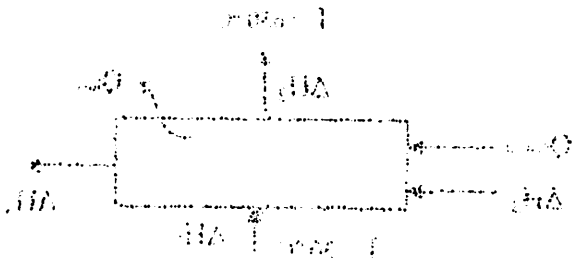
Waktu operasi : 330 hari tahun : 24 jam hari

Suhu referensi : 25 °C = 298,15 K

Satuan : kkal/jam

1. Reaktor (C-110)

Dengan demikian neraca energi dengan bahan baku pada suhu 30 °C masuk sebesar 350 °C sebelum reaktor energi gunakan.



Neraca panas total : $\Delta H_1 + \Delta H_2 + Q_{masuk} = \Delta H_3 + \Delta H_4 + Q_{keluar}$

Dimana :

ΔH_1 = panas bahan masuk-nitrit Reaktor

ΔH_2 = panas bahan katalis Reaktor

ΔH_3 = panas bahan masuk-nitrit Reaktor

Q_{masuk} = panas yang dibutuhkan bahan

ΔH_4 = panas hasil nitrit keluar reaktor

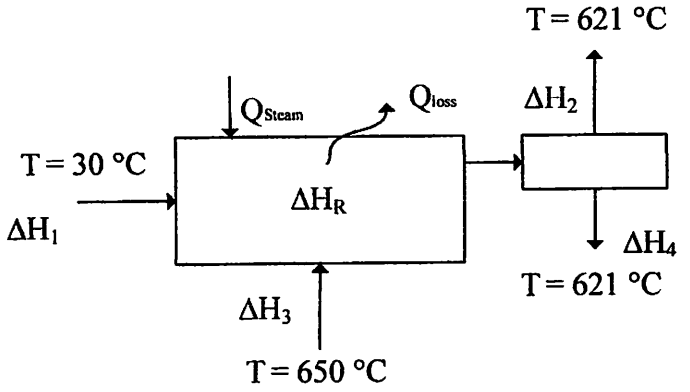
Q_{keluar} = panas yang hilang

Tabel 4.1 Neraca Panas Reaktor

Masuk	(kkal/jam)	Keluar	(kkal/jam)
ΔH_1	7693,364	ΔH_3	607170,8464
ΔH_2	2017,125	ΔH_4	1867,778
Q_{masuk}	1026144,0012	ΔH_5	460117,677
Total	1028854,490	Total	1028854,490

2. ***Gasifier Reactor* (R-110)**

Fungsi: Untuk membakar Tandan Kosong Kelapa Sawit (TKKS) sehingga menjadi gas sintesis untuk dikonversikan menjadi Dimetil Eter (DME).



Neraca panas total : $\Delta H_1 + \Delta H_3 + Q_{Steam} = \Delta H_2 + \Delta H_4 + \Delta H_R + Q_{loss}$

Dimana :

ΔH_1 = panas yang terkandung pada TKKS masuk ke Gasifier

ΔH_2 = panas yang terkandung pada gas sintesis keluar dari Gasifier

ΔH_3 = panas yang terkandung pada udara masuk ke Gasifier

ΔH_4 = panas yang terkandung pada abu keluar dari Gasifier

ΔH_R = panas reaksi pada Gasifier

Q_{loss} = panas yang hilang

Q_{Steam} = panas yang dibawa steam masuk gasifier

Tabel 4.2 Neraca Panas pada Gasifier

Masuk	(kkal/jam)	Keluar	(kkal/jam)
ΔH_1	94055.293	ΔH_2	10361762.993
ΔH_3	9977079.864	ΔH_4	7396488.221
Q_{Steam}	30641300.367	Q_{loss}	503556.758
ΔH_R	-22450627.551		
Total	**18261807.972**	**Total**	**18261807.972**

[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]		
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]

[illegible] 3.4 [illegible]

[illegible] — [illegible]

[illegible] — [illegible]

[illegible] — [illegible]

[illegible] — [illegible]

[illegible] — [illegible]

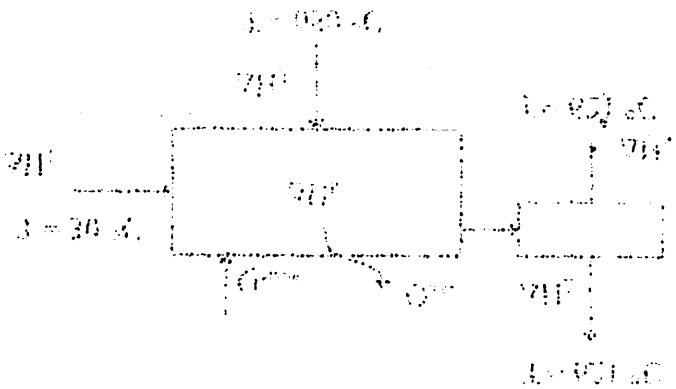
[illegible] — [illegible]

[illegible] — [illegible]

[illegible] — [illegible]

[illegible] :

[illegible] : [illegible]

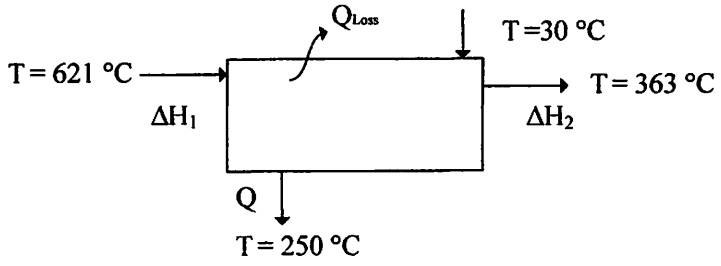


[illegible]

[illegible] [illegible] [illegible] [

3. Cooler I (E-122)

Fungsi: Untuk mendinginkan gas sintesis dari suhu 621 °C menjadi 363 °C.



Neraca panas total : $\Delta H_1 = \Delta H_2 + Q + Q_{Loss}$

Dimana :

ΔH_1 = panas yang terkandung pada gas sintesis masuk ke Cooler I

ΔH_2 = panas yang terkandung pada gas sintesis keluar dari Cooler I

Q = panas yang diserap oleh air pendingin

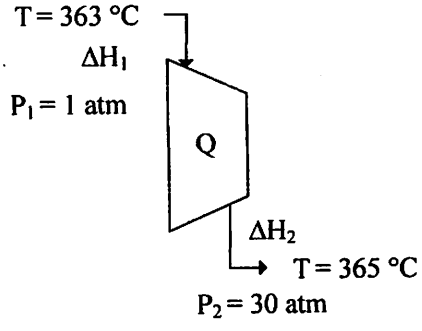
Q_{loss} = panas yang hilang

Tabel 4.3 Neraca Panas pada Cooler I

Masuk	(kkal/jam)	Keluar	(kkal/jam)
ΔH_1	10361762.993	ΔH_2	5710573.133
		Q	4133101.711
		Q_{loss}	518088.150
Total	**10361762.993**	**Total**	**10361762.993**

4. Kompressor I (G-123)

Fungsi: Untuk menaikan tekanan gas sintesis yang keluar dari Cooler I dari 0.99 atm menjadi 30 atm sebelum masuk *Shift Converter*.



Neraca panas total : $\Delta H_1 + Q = \Delta H_2$

Dimana :

ΔH_1 = panas yang terkandung pada gas sintesis masuk kompressor I

ΔH_2 = panas yang terkandung pada gas sintesis keluar kompressor I

Q = panas dari kompressor

2. Cooler 1 (Q-132)

Fungsi: Untuk mendinginkan gas amonia dari suhu 63,1 °C menjadi 30 °C.

Neraca panas total : $\Delta H_1 + \Delta H_2 = Q + Q_{air}$

Dimana :

ΔH_1 = panas yang terkandung pada gas amonia masuk ke Cooler 1

ΔH_2 = panas yang terkandung pada gas amonia keluar dari Cooler 1

Q = panas yang diserap oleh air pendingin

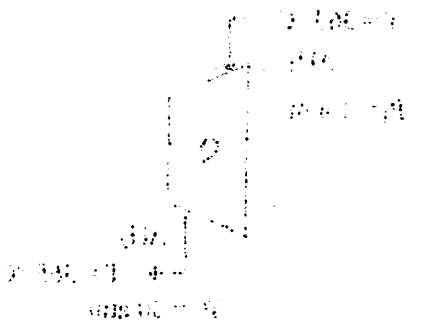
Q_{air} = panas yang hilang

Tabel 4.3 Neraca Panas pada Cooler 1

Masuk	(kkal/jam)	Keluar	(kkal/jam)
ΔH_1	1.084.762,993	ΔH_2	3.105.721,132
		Q	1.979.041,861
		Q_{air}	1.058.983,000
Total	4.084.762,993	Total	4.084.762,993

4. Kompressor 1 (G-132)

Fungsi: Untuk mendinginkan campuran gas amonia yang keluar dari Cooler 1 dari 63,1 °C menjadi 30 °C dan sebelum masuk Cooler 2 kompressor.



Neraca panas total : $\Delta H_1 + Q = \Delta H_2$

Dimana :

ΔH_1 = panas yang terkandung pada gas amonia masuk kompressor 1

ΔH_2 = panas yang terkandung pada gas amonia keluar kompressor 1

Q = panas dari kompressor

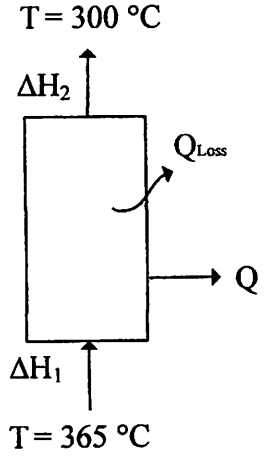
Tabel 4.4 Neraca Panas pada Kompresor I

Masuk	(kkal/jam)	Keluar	(kkal/jam)
ΔH_1	5710573.133	ΔH_2	5763973.898
Q	53400.766	-	
Total	**5763973.898**	**Total**	**5763973.898**

5. ***Shift Converter* (R-120)**

Fungsi: Untuk mengubah mayoritas dari CO, ketika direaksikan dengan H_2O menjadi CO_2 dan H_2 melalui reaksi *water-gas shift.*

Basis : 1 hari



Neraca panas total : $\Delta H_1 + \Delta H_R = \Delta H_2 + Q + Q_{Loss}$

Dimana :

ΔH_1 = panas yang terkandung pada gas sintesis masuk ke *Shift Converter*

ΔH_2 = panas yang terkandung pada gas sintesis keluar dari *Shift Converter*

ΔH_R = panas reaksi

Q = panas yang dikeluarkan oleh coil pemanas (steam)

Q_{loss} = panas yang hilang

Tabel 4.5 Neraca Panas pada *Shift Converter*

Masuk	(kkal/jam)	Keluar	(kkal/jam)
ΔH_1	5710573.133	ΔH_2	3701752.725
ΔH_R	-3120208.558	Q	-1396916.806
		Q_{loss}	285528.657
Total	**2590364.575**	**Total**	**2590364.575**

Tabel 4.4 Neraca Massa pada Kompressor

Masuk	(kkal/jam)	Keluar	(kkal/jam)
ΔH_1	[illegible]	ΔH_2	[illegible]
Q_{in}	[illegible]	-	-
Total	[illegible]	Total	[illegible]

5. Tangki Cairan (TK-320)

Fungsi: Untuk menyimpan campuran cair CO2 hasil dehidrasi dengan tekanan 1,1 atm dan suhu 30 °C dan 17 jam hasil reaksi [illegible].

Bentuk : Silinder

Neraca panas total : $\Delta H_1 + \Delta H_2 + Q + Q_{in}$

Dimana :

ΔH_1 = panas yang terkandung pada gas alumina masuk ke tangki campuran

ΔH_2 = panas yang terkandung pada gas alumina keluar dari tangki campuran

ΔH_R = panas reaksi

Q = panas yang dikeluarkan oleh uap pemanas (steam)

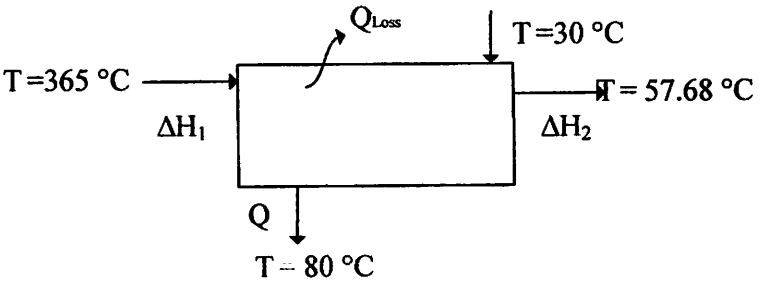
Q_{in} = panas yang hilang

Tabel 4.5 Neraca Panas pada tangki campuran

Masuk	(kkal/jam)	Keluar	(kkal/jam)
ΔH_1	[illegible]	ΔH_2	[illegible]
ΔH_R	[illegible]	Q	[illegible]
		Q_{in}	[illegible]
Total	[illegible]	Total	[illegible]

6. Cooler II (E-131)

Fungsi: Untuk mendinginkan gas sintesis yang keluar dari *Shift Converter* sebelum masuk kompressor II.



Neraca panas total : $\Delta H_1 = \Delta H_2 + Q + Q_{Loss}$

Dimana :

ΔH_1 = panas yang terkandung pada gas sintesis masuk ke Cooler II

ΔH_2 = panas yang terkandung pada gas sintesis keluar dari Cooler II

Q = panas yang diserap oleh air pendingin

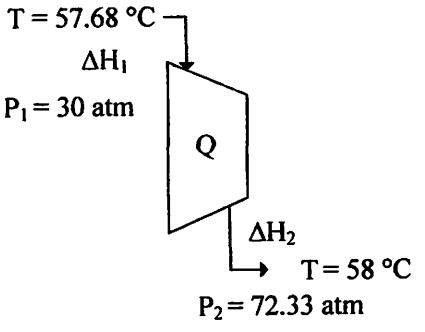
Q_{loss} = panas yang hilang

Tabel 4.6 Neraca Panas pada Cooler II

Masuk	(kkal/jam)	Keluar	(kkal/jam)
ΔH_1	3701752.725	ΔH_2	421253.345
		Q	3095411.744
		Q_{loss}	185087.636
Total	**3701752.725**	**Total**	**3701752.725**

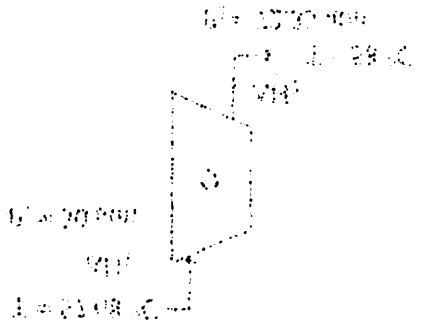
7. Kompressor II (G-132)

Fungsi: Untuk menaikan tekanan gas sintesis yang keluar dari Cooler II dari 30 atm menjadi 72.33 atm.



Neraca panas total : $\Delta H_1 + Q = \Delta H_2$

Transistor bipolar npn : $V_{BE} = 0,6$; $V_{CE} = 0,2$



Tensión 12,12 mA

Tensión punto mediante resistor que conecta base del transistor a masa (R2) cuando el transistor está en corte

2. Transistor II (E-124)

		Q^{on}	1,8205 mA
		Q	3,032 mA
VBE	2,501,257,152	VBE	4,713,257,152
Tensión	(Nota/Pos)	Nodos	Tensión (mV)

Figura 4.4: Valores Tensión Nodos (Transistor II)

Q^{on} = Banda Nivel grande

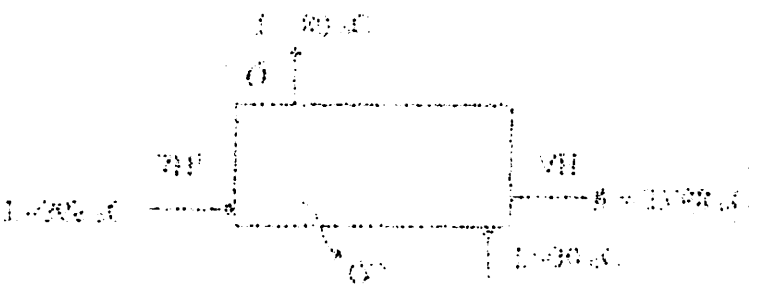
Q = Banda Nivel quiescente cuando no hay polarización

VBE = Banda Nivel representando tensión que equivale a polarizar base del transistor

VCE = Banda Nivel representando tensión que equivale a polarizar colector del transistor

Transistor :

Ganancia Banda Nivel : $VBE = VBE = Q = Q^{on}$



Transistor bipolar II

3. Circuito II (E-124)

Tensión punto mediante resistor que conecta base del transistor a masa (R2) cuando el transistor está en corte

Dimana :

ΔH_1 = panas yang terkandung pada gas sintesis masuk kompressor II

ΔH_2 = panas yang terkandung pada gas sintesis keluar kompressor II

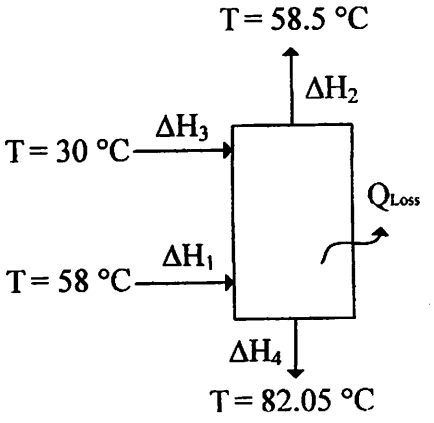
Q = panas dari kompressor II

Tabel 4.7 Neraca Panas pada Kompresor II

Masuk	(kkal/jam)	Keluar	(kkal/jam)
ΔH_1	421253.345	ΔH_2	427182.979
Q	5929.634		
Total	**427182.979**	**Total**	**427182.979**

8. Kolom *Absorber* (D-130)

Fungsi: untuk mengabsorbsi H_2S dan CO_2 yang terkandung dalam gas sintesis dengan menggunakan larutan MDEA.



Neraca panas total : $\Delta H_1 + \Delta H_3 = \Delta H_2 + \Delta H_4 + Q_{Loss}$

Dimana :

ΔH_1 = panas yang terkandung pada gas sintesis kotor masuk *Absorber*

ΔH_2 = panas yang terkandung pada sweet gas keluar *Absorber*

ΔH_3 = panas yang terkandung pada larutan amine masuk *Absorber*

ΔH_4 = panas yang terkandung pada larutan amine keluar *Absorber*

Q_{loss} = panas yang hilang dalam *Absorber*

Tabel 4.8 Neraca Panas Pada Kolom Absorber

Masuk	(kkal/jam)	Keluar	(kkal/jam)
ΔH_1	427182.979	ΔH_2	335280.949
ΔH_3	266109.971	ΔH_4	323347.354
		Qloss	34664.647
Total	**693292.950**	**Total**	**693292.950**

Diketahui :

ΔH_1 = panas yang terkandung pada gas alumina keluar kompressor II

ΔH_2 = panas yang terkandung pada gas alumina keluar kompressor I

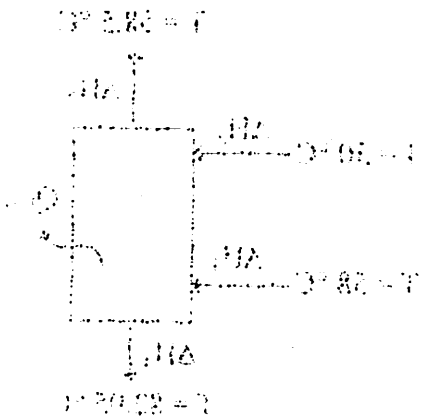
Q = panas dari kompressor II

Tabel 4.7 Neraca Panas pada Kompressor II

Masuk	(kkal/jam)	Keluar	(kkal/jam)
ΔH_1	42723.449	ΔH_2	42718.979
Q	3929.531		
Total	46652.979	Total	46652.979

3. Kolom absorber (AB-130)

Kondisi antara mengalirkan H_2S dan CO_2 yang terkandung dalam gas alumina keluar mengguntakan benzena 110°C.



Neraca panas total : $\Delta H_1 + \Delta H_3 + \Delta H_4 = \Delta H_2 + \Delta H_5 + Q_{loss}$

Diketahui :

ΔH_1 = panas yang terkandung pada gas alumina keluar kolom absorber

ΔH_2 = panas yang terkandung pada campur gas keluar CO_2 dan H_2S

ΔH_3 = panas yang terkandung pada larutan amine masuk absorber

ΔH_4 = panas yang terkandung pada larutan amine keluar absorber

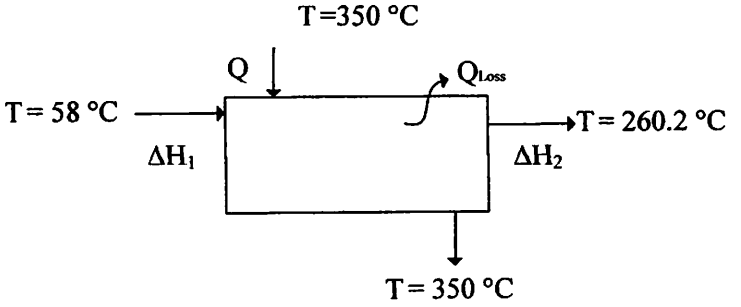
Q_{loss} = panas yang hilang dalam absorber

Tabel 4.8 Neraca Panas Pada Kolom Absorber

Masuk	(kkal/jam)	Keluar	(kkal/jam)
ΔH_1	42723.449	ΔH_2	42718.979
ΔH_3	3929.531	ΔH_5	12229.531
		Q_{loss}	31704.467
Total	46652.979	Total	46652.979

9. *Preheater* (E-141)

Fungsi: Untuk memanaskan hasil atas (*sweet gas*) kolom absorber dari suhu 58°C menjadi 260°C sebelum *sweet gas* masuk ke dalam *Slurry Reaktor*.



Neraca panas total : $\Delta H_1 + Q_{steam} = \Delta H_2 + Q_{Loss}$

Dimana :

ΔH_1 = panas yang terkandung pada sweet gas masuk *Preheater*

ΔH_2 = panas yang terkandung pada sweet gas keluar *Preheater*

Q = panas yang terkandung dalam steam masuk *Preheater*

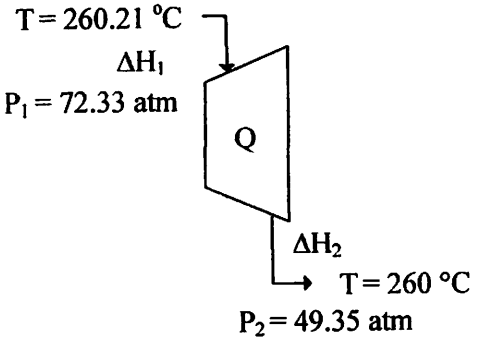
Q_{loss} = panas yang hilang

Tabel 4.9 Neraca Panas pada Preheater

Masuk	(kkal/jam)	Keluar	(kkal/jam)
ΔH_1	268536.113	ΔH_2	1940476.465
Q_{steam}	1685367.158	Q_{loss}	13426.806
Total	**1953903.271**		**1953903.271**

10. *Expander* I (G-142)

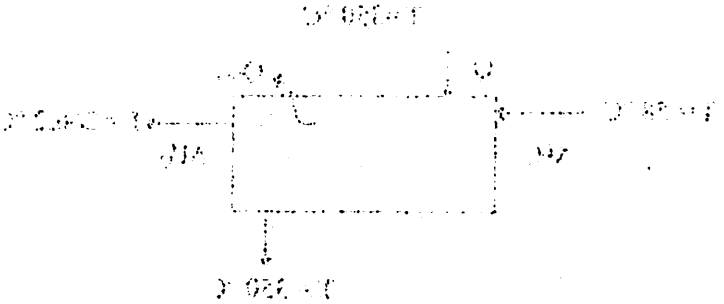
Fungsi: Untuk menurunkan tekanan sweet gas yang keluar kolom absorber dari 72.33 atm menjadi 49.35 atm sebelum menuju reactor slurry.



Neraca panas total : $\Delta H_1 + Q = \Delta H_2$

9. Produzent (E-141)

Dampf (Frischdampf) wird aus einem Kessel bei 1 bar und 100 °C erzeugt. Dieser Dampf wird bei 200 °C überhitzt und gelangt in einen Wärmetauscher.



Nötige Gesamtleistung: $\Delta H_f = Q_{ges} + \Delta H_f + Q_{ges}$

Nomenclature:

ΔH_f = Leistung zur Verdampfung des Wassers [kW]

ΔH_f = Leistung zur Überhitzung des Wassers von 100 °C auf 200 °C [kW]

Q = Leistung zur Verdampfung [kW]

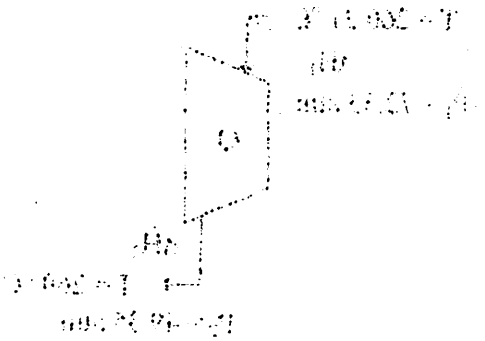
Q_{ges} = Leistung [kW]

Table 4.4: Nomen Phase pers 27 nitrate

Name	(Abkürzung)	Kolonne	(Abkürzung)
ΔH_f	2025,7 kW (1)	ΔH_f	1.0000,0 kW
Q_{ges}	1063,4 kW (130 °C)	Q_{ges}	1.1420,0 kW
Total	3089,1 kW		2.4420,0 kW

10. Eisenerzer I (C-142)

Dampf (Frischdampf) wird aus einem Kessel bei 1 bar und 100 °C erzeugt. Dieser Dampf wird bei 200 °C überhitzt und gelangt in einen Wärmetauscher.



Nötige Gesamtleistung: $\Delta H_f = Q + \Delta H_f$

Dimana :

ΔH_1 = panas yang terkandung pada gas sintesis masuk *Expander* I

ΔH_2 = panas yang terkandung pada gas sintesis keluar *Expander* I

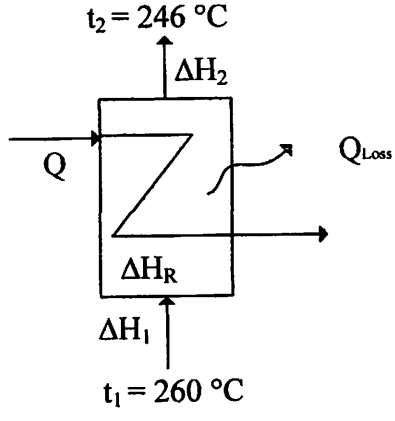
Q = panas dari *Expander* I

Tabel 4.10 Neraca Panas pada *Expander* I

Masuk	(kkal/jam)	Keluar	(kkal/jam)
ΔH_1	2388552.397	ΔH_2	2384784.848
Q	-3767.549	-	
Total	**2384784.848**	**Total**	**2384784.848**

11. *Slurry Bubble Reactor* (R-140)

Fungsi: Untuk mengkonversi sweet gas menjadi DME.



Neraca panas total : $\Delta H_1 + \Delta H_R + Q = \Delta H_2 + Q_{Loss}$

Dimana :

ΔH_1 = panas yang terkandung pada sweet gas masuk *Slurry Bubble Reactor*

ΔH_2 = panas yang terkandung pada sweet gas keluar *Slurry Bubble Reactor*

ΔH_R = panas reaksi

Q = panas yang terkandung dalam air pendingin

Q_{loss} = panas yang hilang

Tabel 4.11 Neraca Panas pada *Slurry Bubble Reactor*

Masuk	(kkal/jam)	Keluar	(kkal/jam)
ΔH_1	2384784.848	ΔH_2	1090898.050
ΔH_R	-32716.203	Q_{loss}	119239.242
Q	-1141931.352		
Total	**1210137.293**	**Total**	**1210137.293**

Diketahui :

M_1 = massa yang terkandung pada gas ideal [illegible]

M_2 = massa yang terkandung pada gas ideal [illegible]

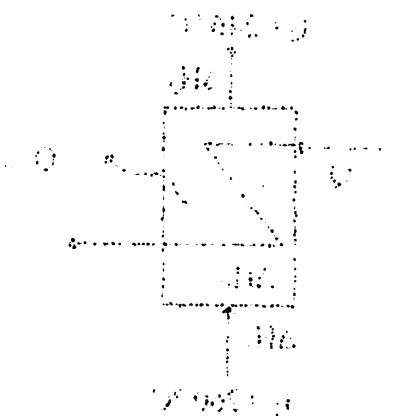
Q = panas dari lingkungan

Tabel 4.10 Nilai massa dan panas pada diagram :

Massa	(kilogram)	Kalor	(kilojoule)
M_1	[illegible]	M_1	[illegible]
Q	[illegible]		
Total	[illegible]	Total	[illegible]

c). Siklus Rankine Ideal (4-1-0)

Diagram T-vapor jenuh dan superheat untuk gas diagram [illegible]



Massa pada kondisi : $M_1 = M_2 = M_3 = M_4 = M_{tot}$

Diketahui :

M_1 = massa yang terkandung pada [illegible] gas ideal [illegible]

M_2 = massa yang terkandung pada [illegible] gas ideal [illegible]

M_3 = massa [illegible]

Q = massa yang terkandung dalam air pendingin

Q_{out} = massa yang dibuang

M_4 = massa [illegible]

M_5 = massa yang terkandung pada [illegible] gas ideal [illegible]

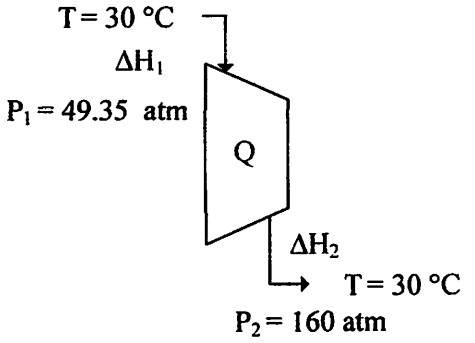
M_6 = massa yang terkandung pada [illegible] gas ideal [illegible]

Tabel 4.11 Nilai massa dan panas pada Siklus Rankine Ideal

Massa	(kilogram)	Kalor	(kilojoule)
M_1	[illegible]	M_1	[illegible]
M_2	[illegible]	Q_{out}	[illegible]
Q	[illegible]		
Total	[illegible]	Total	[illegible]

12. Kompressor III (G-151)

Fungsi: Untuk menaikan tekanan gas prosuk dari 49.35 atm menjadi 160 atm.



Neraca panas total : $\Delta H_1 + Q = \Delta H_2$

Dimana :

ΔH_1 = panas yang terkandung pada produk bawah masuk kompressor III

ΔH_2 = panas yang terkandung pada produk bawah keluar kompressor III

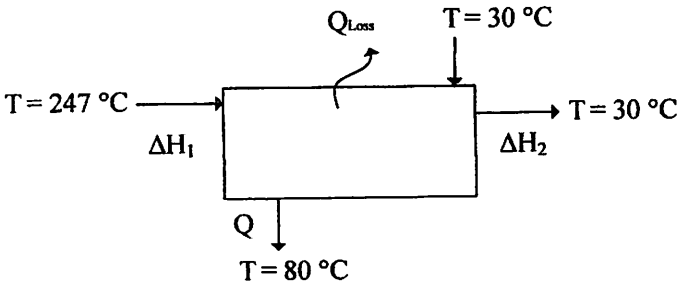
Q = panas dari kompressor III

Tabel 4.12 Neraca Panas pada Kompresor III

Masuk	(kkal/jam)	Keluar	(kkal/jam)
ΔH_1	1090898.050	ΔH_2	1238963.557
Q	148065.507		
Total	**1238963.557**	**Total**	**1238963.557**

12. Cooler III (E-152)

Fungsi: Untuk mendinginkan gas produk dari suhu 260 °C menjadi 30 °C sebelum masuk *Flash Separator*



Neraca panas total : $\Delta H_1 = \Delta H_2 + Q + Q_{Loss}$

Dimana :

ΔH_1 = panas yang terkandung pada gas sintesis masuk ke Cooler III

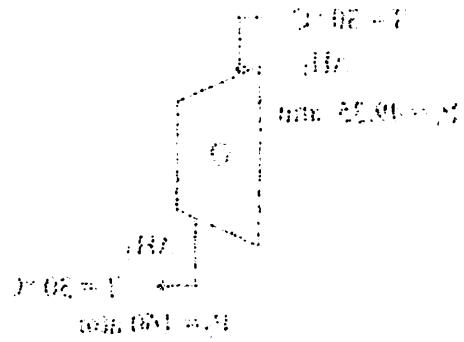
ΔH_2 = panas yang terkandung pada gas sintesis keluar dari Cooler III

Q = panas yang diserap oleh air pendingin

Q_{loss} = panas yang hilang

12. Kompressor II (C-152)

Fluegas (Uap) masuk kekanan gas panas dari 40,25 mm masuk 150 mm



Neraca panas total : $Ah_1 + Q = Ah_2$

Dimana :

Ah_1 = panas yang terkandung pada produk bersih masuk kompressor II

Ah_2 = panas yang terkandung pada produk bersih keluar kompressor II

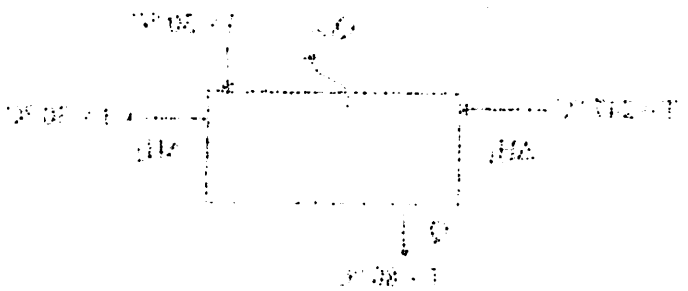
Q = panas dari kompressor II

Tabel 4.12 Neraca Panas pada kompressor II

Masuk	(Kkal/jam)	Keluar	(Kkal/jam)
Ah_1	1.000.000,000	Ah_2	1.238.063,567
Q	1.238.063,567		
Total	2.238.063,567	Total	2.238.063,567

13. Cooler II (C-153)

Fluegas (Uap) masuk kekanan gas produk dari suhu 150 °C masuk 30 °C keluar masuk Flash Separator



Neraca panas total : $Ah_1 = Ah_2 + Q + Q_w$

Dimana :

Ah_1 = panas yang terkandung pada gas produk masuk ke cooler II

Ah_2 = panas yang terkandung pada gas produk keluar dari cooler II

Q = panas yang dilepas oleh air pendingin

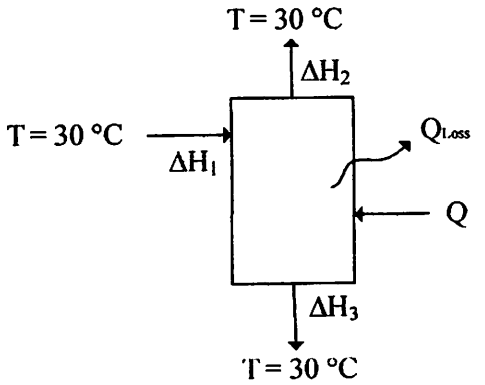
Q_w = panas yang hilang

Tabel 4.13 Neraca Panas pada Cooler III

Masuk	(kkal/jam)	Keluar	(kkal/jam)
ΔH_1	1238963.557	ΔH_2	23309.630
		Q	1153705.749
		Q_{loss}	61948.178
Total	**1238963.557**	**Total**	**1238963.557**

13. *Flash Separator* (D-150)

Fungsi : Untuk memisahkan komponen cair dan gasnya.



Neraca panas total : $\Delta H_1 + Q = \Delta H_2 + \Delta H_3 + Q_{Loss}$

Dimana :

ΔH_1 = panas yang terkandung pada feed masuk *Flash Separator*

ΔH_2 = panas yang terkandung pada produk atas keluar *Flash Separator*

ΔH_3 = panas yang terkandung pada produk bawah keluar *Flash Separator*

Q = Panas yang diserap dari udara

Q_{Loss} = panas yang hilang di dalam *Flash Separator*

Tabel 4.14 Neraca Panas pada *Flash Separator*

Masuk	(kkal/jam)	Keluar	(kkal/jam)
ΔH_1	23309.630	ΔH_2	19821.286
Q	2928.030	ΔH_3	5250.893
		Q_{loss}	1165.482
Total	**26237.660**	**Total**	**26237.660**

[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]

[illegible] 1.1.1 [illegible] [illegible] [illegible] [illegible]

[illegible] = [illegible] [illegible] [illegible] [illegible] [illegible]

[illegible] = [illegible]

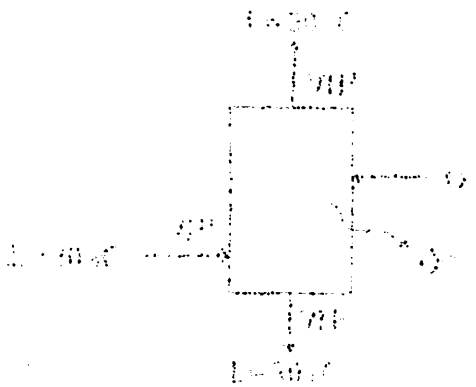
[illegible] = [illegible] [illegible] [illegible] [illegible] [illegible] [illegible]

[illegible] = [illegible] [illegible] [illegible] [illegible] [illegible]

[illegible] = [illegible] [illegible] [illegible] [illegible] [illegible]

[illegible]

[illegible] [illegible] [illegible] [illegible] [illegible] [illegible] [illegible] [illegible]



[illegible] 1.1 [illegible] [illegible] [illegible] [illegible]

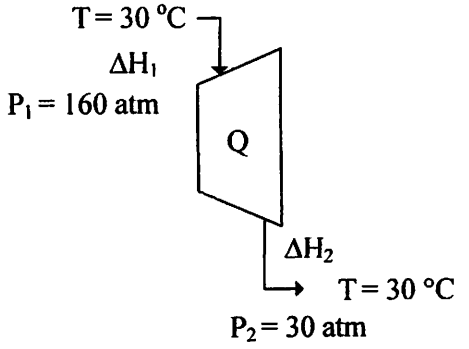
[illegible] [illegible] [illegible] [illegible]

[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]

[illegible] 1.1 [illegible] [illegible] [illegible] [illegible]

14. *Expander* II (G-154)

Fungsi: Untuk menurunkan tekanan produk bawah *Flash Separator* dari 160 atm menjadi 30 atm sebelum menuju Kolom Destilasi.



Neraca panas total : $\Delta H_1 + Q = \Delta H_2$

Dimana :

ΔH_1 = panas yang terkandung pada gas sintesis masuk *Expander* II

ΔH_2 = panas yang terkandung pada gas sintesis keluar *Expander* II

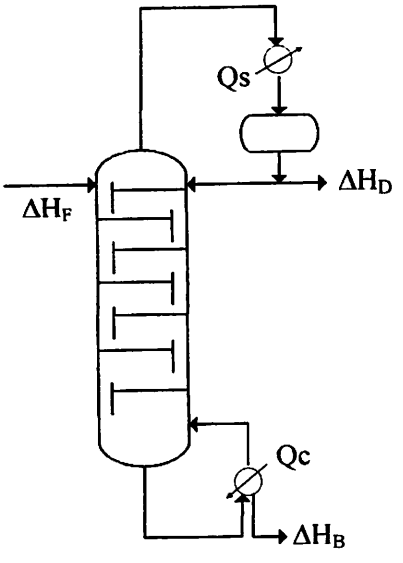
Q = panas dari *Expander* II

Tabel 4.15 Neraca Panas pada *Expander* II

Masuk	(kkal/jam)	Keluar	(kkal/jam)
ΔH_1	5250.893	ΔH_2	2270.329
Q	-2980.563	-	
Total	**2270.329**	**Total**	**2270.329**

15. Kolom Destilasi (D-160)

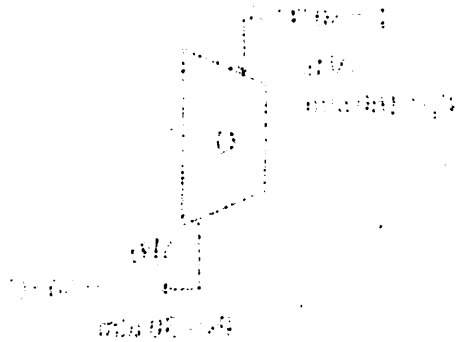
Fungsi: Untuk memisahkan DME dari metanol dan air



Neraca panas total : $\Delta H_F + Q_S = \Delta H_D + \Delta H_B + Q_C + \Delta H_{Loss}$

14. Sigmoidor 12 (G-125)

Fungsi: Untuk menyambung saluran pembuangan dari Sigmoidor dan 100 mm menjadi 30 mm sebelum masuk kolektor anestesi.



Nomor pipa baru : $AH_1 = G_1 = AH_2$

Dimana :

AH_1 = pipa yang tak mempunyai pada ga atmosfir masuk Sigmoidor 1

AH_2 = pipa yang sebelumnya pada ga atmosfir keluar Sigmoidor 1

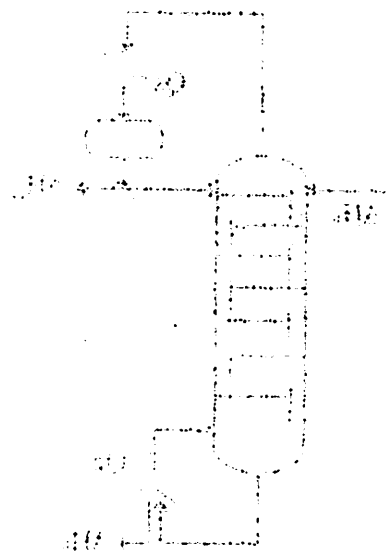
G_1 = pipa dari Sigmoidor 1

Tabel 4.13 Sisa pipa pada Sigmoidor 1

Nomor	Nominal	Kode	Panjang
AH_1	2x30 mm	AH_1	1,27 m
G_1	100 mm		
Total	1,27 m	Total	1,27 m

15. Kolom Sterilisasi (G-160)

Fungsi: Untuk mensterilkan LVP dari mesin [illegible]



Nomor pipa baru : $AH_1 = G_{160} = AH_2 = AH_3 = G_{161} = AH_4$

Dimana :

ΔH_F = panas yang terkandung pada feed masuk kolom destilasi

ΔH_D = panas yang terkandung pada produk destilat keluar kolom destilasi

ΔH_B = panas yang terkandung pada produk bawah keluar kolom destilasi

Q_S = panas yang diserap oleh steam

Q_{Loss} = panas yang hilang

Tabel 4.16 Neraca Panas pada Kolom Destilasi

Masuk	(kkal/jam)	Keluar	(kkal/jam)
ΔH_F	4783.525	ΔH_D	-7298.745
Q_S	70246.953	ΔH_B	93175.189
		Q_C	-14597.489
		Q_{loss}	3751.524
Total	**75030.479**	**Total**	**75030.479**

BAB V

SPESIFIKASI PERALATAN

1. Storage Tandan Kosong Kelapa sawit (F-111)

Tabel 5.1 Spesifikasi Gudang TKKS

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	F-111
Fungsi	Menyimpan TKKS yang sebagai bahan baku
Tipe	Gudang
Volume	4482.277 m3
Bahan konstruksi	Dinding bata beton dengan atap seng dan tiang beton
Waktu simpan	7 hari
Ukuran	
Panjang	10 m
Lebar	10 m
Tinggi	5 m
Jumlah	1buah

2. Belt Conveyor I (J-112A)

Tabel 5.2 Spesifikasi Belt Conveyor

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	J-112A
Fungsi	Mengangkut TKKS dari gudang pemnyimpanan ke EFB Shredder I
Tipe	Trought belt on 15° idler
Kapasitas	38.420 ton/jam
Kapasitas maksimal	44 ton/jam
Bahan konstruksi	Carbon steel
Panjang belt	25 m
Lebar belt	0.4 m
Luas Area	0.14 ft2
Kecepatan belt	53.263 ft/min
Daya motor	2 hp
Jumlah	1 buah

6. Engine Tender cleaning Bottom wall [illegible]

Table 6.1 Specification Cleaning TBMS

Specification	Requirement
No. Unit	[illegible]
Energy	Main Power TBMS only Voltage [illegible]
Type	Cleaning
Volume	[illegible] m3
Flow Instrument	Density flow balance diagram [illegible]
Mobile cleaner	[illegible]
[illegible]	
Cleaning	[illegible]
Lance	[illegible]
Hoses	[illegible] m
Length	[illegible]

7. Fuel & compressed air [illegible]

Table 6.2 specification fuel & compressed

Specification	Requirement
Not Used	[illegible]
Energy	Management TBMS Main power [illegible]
Type	Pneumatic hoist on [illegible]
Equipment	[illegible]
Executive mechanical	[illegible]
Flow Instrument	[illegible]
Engine hoist	[illegible]
Lifter hoist	[illegible]
Free Area	[illegible]
Compressor hoist	[illegible]
Lifting motor	[illegible]
Jumpers	[illegible]

3. **EFB Shredder I (C-113A)**

Tabel 5.3 Spesifikasi EFB Shredder

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	C-113A
Fungsi	Untuk memecahkan dan mencacah TKKS yang akan masuk ke EFB Shredder II dengan ukuran ± 50 mm.
Tipe	Shredder
Kapasitas	32.016 ton/jam
Bahan konstruksi	Carbon steel
Power motor	107 hp
Jumlah	1 buah

4. **EFB Shredder II (C-113B)**

Tabel 5.4 Spesifikasi EFB Shredder

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	C-113B
Fungsi	Untuk memecahkan dan mencacah TKKS yang akan masuk ke EFB Shredder II dengan ukuran ± 50 mm.
Tipe	Shredder
Kapasitas	30.952 ton/jam
Bahan konstruksi	Carbon steel
Power motor	103.2 hp
Jumlah	1 buah

Tempo	1 hora
Fonte: IBGE	101 - 110
Idioma pesquisado	Espanhol
Pesquisado	Mulher
Tipo	Abordagem
Título	Estudo de caso: Fundação Cultural Palmares - Um olhar sobre a produção de conhecimento
Nº linha	1
Pesquisador	Gabriela

Linha de pesquisa: Estudo de caso

Tempo	1 hora
Fonte: IBGE	101 - 110
Idioma pesquisado	Espanhol
Pesquisado	Mulher
Tipo	Abordagem
Título	Estudo de caso: Fundação Cultural Palmares - Um olhar sobre a produção de conhecimento
Nº linha	2
Pesquisador	Gabriela

Linha de pesquisa: Estudo de caso

5. Bucket Elevator (J-112B)

Tabel 5.5 Spesifikasi Bucket Elevator

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	J-112B
Fungsi	Mengangkut TKKS cacahan ke tangki penampung
Tipe	Centrifugal-Discharge Bucket on Belt Elevator
Kapasitas	37.143 ton/jam
Kapasitas maksimal	45 ton/jam
Bahan konstruksi	Carbon Steel SA-285 grade B
Kecepatan Bucket	43 rpm
Ukuran bucket	(10 × 6 × 6 1/4)
Jarak antar Bucket	0.4064 m
Tinggi Bucket	0.635 m
Lebar Bucket	0.279 m
Size of lump handle	0.032 m
Head shaft	43 rpm
Hp required at head shaft	3 hp
Diameter Shaft	
head	0.049 m
tail	0.043 m
Diameter Pulley	
head	0.508 m
tail	0.406 m
Efisiensi motor	80%
Jumlah	1 buah

3. Bracket Elevator (A-1123)

Table 3.3 Specification Bracket Elevator

Specification	Kenmerken
Nr. Serie	A-1123
Fungsi	Mengangkat TKBS secara to single ground
Type	Centrifugal-Discharge Blower on Belt Elevator
Kapasitas	7.7 t/h configuration
Kapasitas material	45 configuration
Bahan konstruksi	Carbon Steel SA-283 grade B
Kecepatan Bucket	57 rpm
Ukuran bucket	10 × 6 × 6 (in)
Jarak antar Bucket	0.4064 m
Tinggi Bucket	0.127 m
Lebar Bucket	0.152 m
Volume of Cup bucket	0.0 m
Head shaft	45 rpm
Up capacity at head shaft	5 hp
Dimension Motor	
Head	0.0 m
Tail	0.0 m
Dimension Pulley	
Head	0.0 m
Tail	0.0 m
Efficiency motor	90%
Jumlah	1 buah

6. Bin TKKS (F-115A)

Tabel 5.6 Spesifikasi Bin TKKS

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	F-112
Fungsi	Menampung TKKS sebelum masuk ke gasifier
Tipe	Tangki berbentuk silinder vertikal, tidak tertutup atas (terbuka) dan tutup bawah berbentuk conical dished dengan sudut puncak 120°
Volume total	910.8488 ft^3
Bahan konstruksi	Carbon steel SA-283 Grade B
Waktu simpan	1 jam
Tipe sambungan	Double welded but joint
Jenis tutup bawah	Conical
ID shell	101.75 in
OD shell	102 in
Tinggi shell	203.50 in
Tebal shell	2/16 in
Tinggi tutup bawah	30.87 in
Tebal tutup bawah	2/16 in
Tinggi Tangki	234.37 in
Jumlah	1 buah

6. Pin Block (E-1234)

Table 6.6 Specifications for Pin Block

Specification	Requirement
Pin block	E-1234
Design	Screen-printed Pin Block enclosure mounts to panelboard
Type	Tough Technomelt adhesive vertical hole arrangement (centered) then snap-fitted mechanical connection (hinged design under mounts)
Column level	[illegible]
Hole diameter	Centered on 3.4, 2.83 [illegible]
Widen diagram	1 [illegible]
Line arrangement	Double wrapped but joint
Hole temp bench	Centered
[illegible]	[illegible]
[illegible]	1[illegible]
Tangent slant	[illegible]
Total slant	3.1[illegible]
Tangent temp bench	[illegible]
Total temp bench	2.1[illegible]
Tangent length	[illegible]
Inside	[illegible]

7. **Screw Conveyor (J-112C)**

Tabel 5.7 Spesifikasi Screw Conveyor

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	J-112C
Fungsi	Mendorong TKKS cacahan ke gasifier
Tipe	Horizontal Screw Conveyor with Bin Gate & plain Disharge Opening
Kapasitas	37.143 ton/jam
Kapasitas maksimal	40 ton/jam
Bahan konstruksi	Carbon Steel SA-285 grade B
Kecepatan Conveyor	46 rpm
Diameter fligts	16 in
Diameter pipa	3.5 in
Diameter shaft	3 in
Max size of lump handle	2.5 in
Hanger center	12 ft
Panjang	30 ft
Hp at motor 30 ft	4hp
Jumlah	1 buah

2 **Storage Bahan Bakar (F-115B)**

Tabel 5. 8 Spesifikasi Storage Bahan Bakar

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	F-115B
Fungsi	Untuk menyimpan bahan bakar yang akan dipakai di furnace
Tipe	Tangki berbentuk silinder vertikal, tidak tertutup atas (terbuka) dan tutup bawah berbentuk conical dished dengan sudut puncak 120°
Bahan Konstruksi	Carbon steel SA 113 grade C
Tipe Pengelasan	Double Welding Butt Joint
Volume tangki (V_T)	41242.041 ft^3
Diameter tangki (di)	383.64 in
Tebal Silinder (ts)	5/16 in
Tinggi Silinder (Ls)	575.45 in

2. Screw Compressor (Q-1120)

Table 5.2 Specification Screw Compressor

Specification	Information
Mfr. Item	Q-1120
Design	Standard-duty 1.5KW motor for gasoline
Type	Horizontal Screw Compressor with Inlet screw & plain Discharge Opening
Capacity	1.5 - 1.6 m³/min
Pressure condition	40 mmHg
Motor connection	Carbon steel SA-283 grade D
Compressor Connection	40 mm
Diameter Pipe	10 in
Diameter pipe	5.5 in
Diameter shaft	2 in
Max size of lump handle	2.5 in
Impeller center	12 ft
Pulley	20 ft
Hp motor 20 A	4hp
Jacket	1 bar

3. Storage Gasoline Tanker (F-1120)

Table 5.3 Specification Storage Gasoline Tanker

Specification	Information
Mfr. Item	F-1120
Design	Tank manufacture before Storage gasoline digested at Barrow
Type	Tangle horizontal cylinder vertical tank, storage also produced also tank bottom horizontal, conical dished bottom and panel 120°
Carbon Construction	Carbon steel SA 112 grade C
Type Temperature	Double Welding Butt Joint
Volume tangki (V)	11242.284 ft³
Diameter tangki (di)	38.64 in
Tinggi Silinder (ts)	2.10 in
Tinggi Silinder (Ls)	5.75.45 in

Tebal Tutup Bawah (t_{ha})	5/16 in
Tinggi Tutup Bawah (h_a)	64.83 in
Tinggi Tangki (H)	640.29 in
Jumlah	1 buah

3 Pompa Bahan Bakar (L-116)

Tabel 5.9 Spesifikasi Pompa Bahan Bakar

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	L-116
Fungsi	Memompa bahan bakar dari storage bahan bakar ke furnace
Tipe	Centrifugal Pump
Jumlah stage	Single stage
Kecepatan putaran	3500 rpm
Effisiensi	0.80
Daya pompa	1 hp
Diameter dalam pipa	0.9570 in
Diameter luar pipa	1.3150 in
Kapasitas pompa	5.7132 gpm
Bahan konstruksi	Carbon Steel
Jumlah	1 buah

4 Filter Udara (H-117)

Tabel 5.10 Spesifikasi Filter Udara

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	H-117
Fungsi	Menyaring udara yang masuk dari kotoran & debu sebelum masuk ke blower
Tipe	Filter medium viscous Cleanable dengan bentuk flat
Kapasitas	1000 ft^3/menit
Ukuran	38 × 15 ft
Effisiensi	60%
Power motor	8 hp
Jumlah	32 buah

Total Pump Head (H)	[illegible] m
Pump Pump Head (H)	[illegible] m
Pump Speed (N)	[illegible]
Impeller	[illegible]

5. Pump Motor Selection (Pm)

Table 5.5 Specification Pump Motor

Specification	Keterangan
No. Kode	[illegible]
Fungsi	Memompa Air dari [illegible]
Type	Centrifugal Pump
Jumlah stage	Single stage
Kecepatan putaran	[illegible] rpm
Efisiensi	[illegible] %
Daya motor	[illegible] hp
Diameter dalam pipa	[illegible] m
Diameter luar pipa	[illegible] m
Kapasitas pompa	[illegible] gpm
Bahan konstruksi	Carbon Steel
Jumlah	1 Buah

6. Filter Udara (FA-117)

Table 5.10 Specification Filter Udara

Specification	Keterangan
No. Kode	FA-117
Fungsi	Menyaring udara yang masuk dari lingkungan ke blower
Type	Filter medium vacuum Dimensi [illegible]
Kapasitas	[illegible] m³/menit
Efisiensi	[illegible]
Efisiensi	[illegible] %
Power motor	[illegible] hp
Jumlah	[illegible] Buah

7 **Reaktor Gasifier (R-110)**

Tabel 5.13 Spesifikasi Reaktor Gasifier

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	R-110
Fungsi	Tempat terjadinya reaksi gasifikasi dariTKKS menjadi Syngas yang mengandung CO dan H_2
Tipe	Bubbling Fluidized Bed Reaktor Tangki berupa silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standard dished head dan tutup bawah berupa konis dengan α 120
Bahan konstruksi	Stainless steel, SA-167
Tipe pengelasan	Double welded butt joint
Kapasitas reaktor	9185.92 kg/jam
Dimensi Reaktor:	
Diameter tangki (di)	39.63 in
Diameter luar (OD)	40 in
Tebal silinder (ts)	3/16 in
Tinggi silinder (Ls)	79.25 in
Tebal tutup atas (t_{ha})	3/16 in
Tinggi tutup atas (h_a)	6.25 in
Tebal tutup bawah (t_{hb})	3/16 in
Tinggi tutup bawah (h_b)	11.44 in
Jumlah	22 buah

8 ***Cooler* I (E-122)**

Tabel 5.14 Spesifikasi *Cooler* I

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	E-122
Fungsi	Untuk menurunkan suhu gas sintesis yang keluar Gasifier Reactor dari suhu 621 °C menjadi 363 °C sebelum menuju Shift Converter
Tipe	Shell and Tube Heat Exchanger
Bahan konstruksi	Carbon steel
Steam yang digunakan	268971.978 kg/jam
Bagian shell	

7 Absorber Chamber (M-110)

Table 3.7.1 Specified Absorber Chamber

Specified	Outcomes
No. units	E-110
Usage	Impure hydrogen reactor gas/steam separation; Syngas scrubbing after gasifying (CO clean-up)
Type	Packing Filled Bed Reactor Single large cylinder equal diameter tubes and horizontal standard filled bed clean-up Inconel large vessel diameter 1.7m
Tube material	Stainless steel, 304-L/SS
Type connection	Double welded butt joint
Operating pressure	6185.32 kpa gauge
Internal Geometry	
Diameter length (m)	30.63 m
Diameter line (m)	40 m
Total volume (m)	3.16 m
Tubes volume (m)	24.25 m
Total tube size (m)	3.16 m
Tubes tube size (m)	0.25 m
Total tube length (m)	3.16 m
Tubes tube length (m)	1.44 m
Number	12 tubes

8 Cooler 1 (E-122)

Table 3.7.4 Specified Cooler 1

Specified	Outcomes
No. units	E-122
Usage	Cools syngas/steam after gas/steam separation before Gasifier Reactor (from 620 °C produced 305 °C saturation pressure 5613 kpa)
Type	Shell and Tube Heat Exchanger
Tubes material	Carbon steel
Steam pressure (operating)	20.6895 MPa gauge
Heating shell	

IDs	19.25 in
n'	2
de	¾ in
B	4 in
c'	0.19 in
Bagian Tube	
do	¾ in
di	0.620 in
a'	0.302 in^2
a"	0.1963 ft^2/ft
l	12 ft
n	4
P_T	$^{15}/_{16}$ in
C'	$^{3}/_{16}$ in
Susunan	segitiga
BWG	10

9 Kompressor I (G-123)

Tabel 5.15 Spesifikasi *Kompressor* I

Spesifikasi	**Keterangan**
No. kode	G-123
Fungsi	Menaikkan tekanan gas syntesis sebelum masuk Shift Converter
Tipe	Centrifugal Compressor
Bahan konstruksi	High Alloy Steel SA 240 Grade M type 316
Kapasitas	43081.789 kg/jam
Ws	73669 kW
Efisiensi motor	90%
Daya (P_{motor})	109769 Hp
Jumlah	1 buah

D_m	19.25 in
n	2
d_r	8 in
B	4 in
C	0.19 in
Square Tube	
d_o	8 in
d_i	0.620 in
a	0.307 in^2
a'	0.1963 ft^2
l	12 ft
n	4
P_1	8 in
C'	0.6 in
Summary	*applies*
RWC	10

9 Accumulator (C-123)

Table 5.15 Specified Accumulator

Specified	*Reference*
No. Units	C-123
Usage	*Accumulator between gas scrubber solution mixing tank and Converter*
Type	*Centrifugal Compressor*
Tubes Material	*High Alloy Steel SA 240 Grade M type 316*
Capacity	*45861.79 kg/hr*
W	*7560 kW*
Internal Power	*90%*
Pass (Stage)	*100750 Hp*
Inertia	*1 hour*

10 Reaktor Shift Converter (R-120)

Tabel 5. 16 Spesifikasi Reaktor Water Gas Shift:

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	R-120
Fungsi	Untuk mengkonversi CO dan H_2O menjadi H_2 dan CO_2
Tipe	Multitube Fixed Bed Reaktor
Bahan konstruksi	High Alloy SA 240 Grade M Tipe 316
Bagian Shell	
DO	102 in
ID	101.63 in
ts	32/16 in
tha = thb	57/16 in
L	5773.147 in
Jumlah	1 buah
Bagian tube	
DO	1.5 in
ID	1.4 in
P_T	6,96 in
IDS	9.19 in
Nt	51 buah

11 Cooler II (E-131)

Tabel 5.17 Spesifikasi *Cooler* II

Spesifikasi	**Keterangan**
No. kode	E-122
Fungsi	Untuk menurunkan suhu gas sintesis yang keluar Shift Converter dari suhu 362 °C menjadi 57.7 °C sebelum menuju Shift Converter
Tipe	Shell and Tube Heat Exchanger
Bahan konstruksi	Carbon steel
Steam yang digunakan	268971.978 kg/jam
Bagian shell	
IDs	19.25 in

10. Reactor Shell & Converter (E-120)

Table 5- 10 Specification Reactor Water Gas Shift

Specification	Information
No. Unit	E-120
Fungsi	Untuk mendinginkan gas dari [illegible]
Type	Multiple Tubed Shell Exchanger
Bahan konstruksi	High Alloy SA 240 Grade A Type 316
Shell Side	
DO	102 in
ID	[illegible] in
ts	[illegible] in
Dm = ids	[illegible] in
L	[illegible] in
Jumlah	1 Unit
Tube Side	
DO	1.2 in
ID	1.4 in
Pt	0.96 in
BDC	0.19 in
Nt	37 buah

11. Cooler II (E-121)

Table 5.17 Specification Cooler II

Specification	Information
No. Unit	E-121
Fungsi	Untuk mendinginkan aliran gas sebelum masuk Knock Out Drum dari suhu 36.2 °C menjadi 35.7 °C
Type	Shell and Tube Heat Exchanger
Bahan konstruksi	Carbon steel
Steam yang digunakan	3054.77 kg/jam
Shell Side	
ID	[illegible] in

5 Blower Udara (G-118)

Tabel 5.11 Spesifikasi Blower Udara

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	G-118
Fungsi	Menghembuskan udara menuju ke furnace
Type	Centrifugal blower
Bahan Konstruksi	Carbon steel steel SA 135 Grade M
Efisiensi motor	85%
Power motor	37 Hp
Jumlah	32 buah

6 Furnace (Q-119)

Tabel 5.12 Spesifikasi Furnace

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	Q-119
Fungsi	Untuk memanaskan udara dari suhu 30 menjadi 650 yang akan dipakai di gasifier
Tipe	Thermal direct fire heater dengan bahan bakar fuel oil
Bahan konstruksi	Carbon Steel SA 240 Grade M Type 316
Kapasitas	2274.58 lb/menit
Tebal refractory brick (X_{RB})	17 in
Tebal isolasi	5.3 in
Jumlah	1 buah

5. Blower Fan (Q-119)

Table 5.11 Specification Blower Fan

Specification	Keterangan
No. Kode	Q-119
Fungsi	Menghembuskan udara dengan kecepatan tertentu
Type	Centrifugal Blower
Bahan Konstruksi	Carbon steel SA 283 Grade M
Diameter motor	40%
Daya motor	25 Hp
Jumlah	2 buah

6. Furnace (Q-120)

Table 5.12 Specification Furnace

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	Q-120
Fungsi	Untuk memanaskan udara dari suhu 30 mengapai 650 yang akan digunakan di quenher
Type	Internal Burn the heater Jacketed Cylinder Vertical
Bahan Konstruksi	Carbon Steel SA 283 Grade M
Kapasitas	2,274.58 Btu/jam
Tube outside diameter	2 in
Total length	2.5 in
Jumlah	1 buah

n'	2
de	¾ in
B	4 in
c'	0.19 in
Bagian Tube	
do	¾ in
di	0.620 in
a'	0.302 in^2
a"	0.1963 ft^2/ft
l	12 ft
n	4
P_T	$^{15}/_{16}$ in
C'	$^{3}/_{16}$ in
Susunan	segitiga
BWG	10

12 Kompressor II (G-132)

Tabel 5.18 Spesifikasi *Kompressor* I

Spesifikasi	**Keterangan**
No. kode	G-132
Fungsi	Menaikkan tekanan gas syntesis sebelum masuk Kolom *Absorber*
Tipe	Centrifugal Compressor
Bahan konstruksi	High Alloy Steel SA 240 Grade M type 316
Kapasitas	43081.789 kg/jam
Ws	1503 kW
Efisiensi motor	90%
Daya (P_{motor})	2240 Hp
Jumlah	1 buah

[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]

[illegible]

15. [illegible]

[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]

13 Storage MDEA (F-133)

Tabel 5.19 Spesifikasi Storage MDEA

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	F-133
Fungsi	Menyimpan MDEA yang akan digunakan dalam proses absorbsi
Tipe	Dame Roof (tangki berbentuk silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standarsd dan alas datar
Bahan konstruksi	Carbon steel SA 113 grade C
Tipe pengelasan	Double welded butt joint
Kapasitas Tangki	38000.00 kg/jam
Dimensi Tangki:	
Diameter tangki (di)	393.71in
Tebal silinder (ts)	$^3/_8$ in
Tinggi silinder (Ls)	590.57 in
Tebal tutup atas (t_{ha})	$^3/_8$ in
Tinggi tutup atas (h_a)	66.54 in
Tinggi tangki (H)	657.11in
Jumlah	5 buah

14 Pompa MDEA (L-134)

Tabel 5.20 Spesifikasi Pompa MDEA

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	L-134
Fungsi	Memompa bahan bakar dari storage bahan bakar ke furnace
Tipe	Centrifugal Pump
Jumlah stage	Single stage
Kecepatan putaran	3500 rpm
Effisiensi	0.65
Daya pompa	32 hp
Diameter dalam pipa	4.8590 in
Diameter luar pipa	5.5630 in
Kapasitas pompa	162.1661 gpm
Bahan konstruksi	Carbon Steel
Jumlah	2 buah

1.3 Storage Vessel A (1-133)

Table 3.17 Specified Storage Vessel

Specified	Requirement
No. Item	1-133
Image	Storage Vessel A (Long Main Dimension Sides Process Equipment)
Type	Horz. Fixed Roof Cone Roof Atmospheric Vessel Open Drain Pressure Horizontal Storage Vessel
Shell Material	Carbon Steel SA-516 Grade 60
Type Production	Mobile Welded Joint Joint
Square Tank	3000.00 Square
Diameter Tank	
Diameter Tank (ft)	304.7 ft
Total Volume (m³)	[illegible]
Tank Volume (m³)	304,577 m³
Total Tank Size (m)	[illegible]
Tank Tank Size (m)	40.34 m
Tank Length (m)	0.171 m
Journal	5 Bear

1.4 Pump 01E6A (1-134)

Table 3.20 Specified Pump 01E6A

Specified	Requirement
No. Item	1-134
Image	Submerge Pump Pump Submerge Pump Tank or Tower
Type	Centrifugal Pump
Journal Seal	Single Seal
Operation Volume	2000 rpm
Efficiency	0.85
Pump Power	5.1 hp
Diameter Suction pipe	4.8500 in
Diameter Bar pipe	5.5020 in
Suction Power	103.1001 rpm
Pump Material	Carbon Steel
Journal	2 Bear

15 Amine Mixer (M-135)

Tabel 5.21 Spesifikasi Pompa MDEA

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	M-135
Fungsi	Tempat pengenceran larutan MDEA 100% menjadi 45 % dengan air proses 55 % sebelum masuk absorber
Tipe	Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk srtandard dished dan tutup bawah berbentuk conical 120 ° yang dilengkapi dengan pengaduk
Bahan konstruksi	*High alloy steel* SA - 240 grade B
Type pengelasan	*Double Welded Butt Joint*
Volume tangki (V_T)	1179.8002 ft^3
Diameter tangki (D_T)	119.75 in
Diameter Luar (D_o)	120 in
Tebal Silinder (ts)	2/16 in
Tinggi Silinder (Ls)	14.97 in
Tebal Tutup Atas (t_{ha})	2/16 in
Tinggi Tutup Atas (h_a)	20.24 in
Tebal Tutup Bawah (t_{hb})	2/16 in
Tinggi Tutup Bawah (h_b)	34.57 in
Jumlah	1 buah
Dimensi Pengaduk	
Diameter (Da)	1.2167 m
Lebar (W)	0.2433 m
Panjang (L)	0.3042 m
Tinggi pengaduk dari dasar tangki (C)	1.0138 m
Lebar Baffle (J)	0.2535 m
Jenis Pengaduk	*Flat Six Blade Turbin with disk and 4 baffle*
Jumlah pengaduk	1 buah
Daya Pengaduk	2 hp

Tabelle 5.21 Spezifikation Pumpe AHBC 4

Beschreibung	Kennzeichnung
Art Code	AA-139
Pumpe	Tauchpumpe, Gehäuse MPPE4A 100% magnetgekoppelt, 45 % dichtes Air passes 55 % selbstentmagnetisierend
Typ	Schlauch Kopf dichtes Ventil Kreisrund eingebaut direkt der Tauch Bereich horizontal montiert 120° zueinander differenziert montiert
Italien Kennzeichen	Nur nicht zugelassen - Lieferung grade B
Type pumpeuse	Pompe Modèle Non noir
Volume pompé (V)	1 170 800 l
Diamètre pompé (Dp)	119,75 m
Diamètre Lame (Dl)	1,30 m
Total Volume (Lt)	2,10 m
Tiefgezogen (Lc)	14,07 m
Total Tiefgezogen (Lt)	2,16 m
Tiefgezogen Arbeit (Dc)	20,24 m
Total Tiefgezogen Bereich (Dt)	2,10 m
Tiefgezogen Bereich (Dc)	2,17 m
Anschluß	1 Stück
Diamant Pumpeteil	
Diameter (Dm)	1,1127 m
Leiter (W)	0,2473 m
Pumping (L)	0,3862 m
Tiefgezogen Durchmesser Sumpf (C)	1,0178 m
Leiter Bereich (D)	0,3235 m
Serie Pumpeteil	Für die Mini Tauchpumpe nicht verwendet und Pumpe
Anschluß pumpeteil	1 Stück
Tiefgezogen Pumpeteil	1 Stück

16 Pompa Larutan Amine (L-136)

Tabel 5.22 Spesifikasi Pompa Larutan Amine

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	L-134
Fungsi	Mengalirkan larutan amine dari amine mixer ke kolom absorber
Tipe	*Reciprocating Pump*
Jumlah stage	*Single stage*
Kecepatan putaran	3500 rpm
Effisiensi	0.65
Daya pompa	2 hp
Diameter dalam pipa	4.8590 in
Diameter luar pipa	5.5630 in
Kapasitas pompa	235.3466 gpm
Bahan konstruksi	Carbon Steel
Jumlah	3 buah

17 Kolom Absorber (D-130)

Tabel 5.23 Spesifikasi Kolom Absorber

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	D-130
Fungsi	Untuk mengabsorbsi CO_2 dan H_2S dari gas sintesisa sebelum masuk slurry reaktor untuk sintesa DME
Tipe	Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk standard dished
Bahan konstruksi	*Carbon steel SA-240 Grade A type 410*
Tipe pengelasan	*Double Welded Butt Joint*
Jumlah tray	6 buah
Diameter tangki (D_T)	77.38 in
Diameter Luar (D_o)	84 in
Tebal silinder (ts)	3 3/8 in
Tinggi Silinder (Ls)	120 in
Tebal Tutup Atas (tha= thb)	5 1/16 in
Tinggi Tutup Atas (ha=hb)	13.08
Tinggi tangki (H)	146.15
Jumlah	1 buah

[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]

[illegible]

[illegible]

[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]

[illegible]

18 Preheater (E-141)

Tabel 5.14 Spesifikasi *Preheater*

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	E-141
Fungsi	Untuk menaikkan suhu *sweet gas* yang keluar Kolom Absorber dari suhu 58 °C menjadi 260 °C sebelum menuju Shift Converter
Tipe	Shell and Tube Heat Exchanger
Bahan konstruksi	Carbon steel
Steam yang digunakan	268971.978 kg/jam
Bagian shell	
IDs	19.25 in
n'	2
de	¾ in
B	4 in
c'	0.19 in
Bagian Tube	
do	¾ in
di	0.620 in
a'	0.302 in^2
a"	0.1963 ft^2/ft
l	12 ft
n	4
P_T	$^{15}/_{16}$ in
C'	$^{3}/_{16}$ in
Susunan	segitiga
BWG	10

19 Expander I (G-142)

Tabel 5.25 Spesifikasi *Expander* I

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	G-142
Fungsi	Untuk menurunkan tekanan gas sintesis yang keluar kolom absorber dari 72.33 atm menjadi 49.35 atm sebelum menuju reaktor slurry
Tipe	Axial
Bahan konstruksi	High Alloy Steel SA 240 Grade M type 316
Kapasitas	26.3852 lb/detik
Ws	5.13 kW
Efisiensi motor	35 %
Daya (P_{motor})	19.64 Hp
Jumlah	1 buah

20 Tangki Katalis (F-143)

Tabel 5. 8 Spesifikasi Tangki *Reservoir* Katalis

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	F-143
Fungsi	Untuk tempat menampung katalis sebelum masuk *reactor slurry*
Tipe	Tangki berbentuk silinder vertikal, tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk standard dished
Bahan Konstruksi	Carbon steel SA 113 grade C
Tipe Pengelasan	Double Welding Butt Joint
Volume tangki (V_T)	25329.521ft^3
Diameter tangki (di)	239.63 in
Diameter dalam (do)	240 in
Tebal Silinder (ts)	3/16 in
Tinggi Silinder (Ls)	958.50 in
Tebal Tutup Bawah (t_{ha})	3/16 in
Tinggi Tutup Bawah (h_a)	54.05 in
Tinggi Tangki (H)	1039.49 in
Jumlah	1 buah

19. Expansion Joint (E-142)

Table 5.29 Specification Expansion Joint

Specification	Description
Item Code	E-142
Usage	Pipe mounting (shown gas pressure piping, rubber bellows absorber that TE-23 and mounted TE-23 pipe reducing machine rubber shift)
Type	Axial
Bellows Material	High alloy Steel SA 240 Grade M type 316
Connection	JIS 5K RF flange
Size	3.13 (in)
Efficient movement	25 mm
Design (Pmax)	19.01 kg
Number	1 unit

20. Tangki Solvent (F-143)

Table 5.30 Specification Tangki Penyimpan Solvent

Specification	Description
Item Code	F-143
Usage	Untuk tempat penyimpanan larutan sebelum masuk reactor alpha
Type	Tangki berbentuk silinder vertikal tertutup dengan atap dan dasar berbentuk standard dished
Bahan Konstruksi	Carbon steel SA 283 grade C
Jenis Pengelasan	Double welding full joint
Volume tangki (V_t)	24,000 ft³
Diameter tangki (d)	120.02 in
Diameter dalam (ID)	240 in
Tinggi Silinder (Ls)	212.0 in
Tinggi Silinder (Ls)	0.58 50 in
Tinggi Tutup Bawah (L_{hb})	2.10 in
Tinggi Tutup Atas (L_{ha})	5.00 in
Tinggi Tangki (Ht)	105.4.40 in
Jumlah	1 unit

21 Cooler III (E-151)

Tabel 5.24 Spesifikasi *Cooler* III

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	E-151
Fungsi	mendinginkan gas produk sebelum masuk *Flash Separator*
Tipe	Shell and Tube Heat Exchanger
Bahan konstruksi	Carbon steel
Steam yang digunakan	21754.168 kg/jam
Bagian shell	
IDs	19.25 in
n'	2
de	¾ in
B	4 in
c'	0.19 in
Bagian Tube	
do	¾ in
di	0.620 in
a'	0.302 in^2
a"	0.1963 ft^2/ft
l	12 ft
n	4
P_T	$^{15}/_{16}$ in
C'	$^{3}/_{16}$ in
Susunan	segitiga
BWG	10

22 Kompresor III (G-152)

Tabel 5.23 Spesifikasi *Kompressor* III

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	G-152
Fungsi	Menaikkan tekanan gas syntesis sebelum masuk Kolom *Absorber*
Tipe	Centrifugal Compressor
Bahan konstruksi	High Alloy Steel SA 240 Grade M type 316
Kapasitas	21754.168 kg/jam
Ws	1503 kW
Efisiensi motor	90%
Daya (P_{motor})	2240 Hp
Jumlah	1buah

[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]

[illegible]

[illegible] (C-125)

[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]

[illegible]

[illegible] (C-125)

[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]
[illegible]	[illegible]

23 Flash Separator (D-150)

Tabel 5. 24 Spesifikasi *Flash Separator*

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	D-150
Fungsi	Untuk memisahkan komponen gas dan liquid
Tipe	Tangki berbentuk silinder vertikal, tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk standard dished
Bahan Konstruksi	SA-202 Grade A
Tipe Pengelasan	Double Welding Butt Joint
Volume tangki (V_T)	2840.904 ft^3
Diameter tangki (di)	118.25 in
Diameter dalam (do)	138 in
Tebal Silinder (ts)	10 in
Tinggi Silinder (Ls)	473 in
Tebal Tutup Bawah (t_{ha})	11 $^{10}/_{16}$ in
Tinggi Tutup Bawah (h_a)	44.02 in
Tinggi Tangki (H)	517.02 in
Jumlah	1 buah

24 Storage Produk Samping CO_2 (F-153)

Tabel 5.25 Spesifikasi *Storage* CO_2

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	F-153
Fungsi	Untuk menampung produk samping CO_2
Tipe	*Bullet tank* (Tangki berbentuk bola)
Bahan konstruksi	*Stainless Steel SA-167 grade 3 tipe 304*
Volume gas	77.160 m^3
Volume tangki (V_T)	92.592 m^3
Diameter tangki	110.5 in
Tebal bola (ts)	12.249 in
Jumlah	1 buah

5.5 Vitesse supersonique (9–15 m)

Tableau 5.23 Spécifications Vitesse Supersonique

Spécifications	Sélectionnées
Nombre	1) 130
Usage	Usage combustion hydrogène gazeux non liquéfié
Type	Turbopompe alternative verticale, pompe centrifuge entraînée par une turbine à vapeur vitesse
Moteur fournisseur	SA-202 (Modèle 3)
Type propulseur	Moteur à vapeur, Rankine
Volume moyen (V)	2 m³
Diamètre tuyau (D)	12,5 in
Diamètre rotor (rot)	1,98 in
Tuyau Aspiration (a)	10 in
Tuyau Refoulement (r)	4,75 in
Total Pompe Longueur (m)	11,[illegible] m
Tuyau Pompe Longueur (tu)	10,[illegible]
Tuyau Longueur (t)	11,[illegible] m
Modèle	1 [illegible]

5.6 Stockage Fluides Propulsif (15–18 m)

Tableau 5.24 Spécifications Stockage (15)

Spécifications	Sélectionnées
Nombre	1 (2)
Usage	Usage stockage propulseur liquéfié
Type	Réservoir sous pression horizontale
Moteur fournisseur	Sénéca – Gaz SA-202 groupe 1 type VM
Volume gaz	V2 [illegible] m³
Volume liquide (V1)	V2,[illegible] m
Diamètre cuve	1,10 [illegible] in
Total hauteur	1,[illegible] in
Nombre	1 [illegible]

25 Expander II (G-161)

Tabel 5.26 Spesifikasi *Expander* II

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	G-142
Fungsi	Untuk menurunkan tekanan gas sintesis yang keluar kolom absorber dari 72.33 atm menjadi 49.35 atm sebelum menuju reaktor slurry
Tipe	Axial
Bahan konstruksi	High Alloy Steel SA 240 Grade M type 316
Kapasitas	26.3852 lb/detik
Ws	5.13 kW
Efisiensi motor	35 %
Daya (P_{motor})	19.64 Hp
Jumlah	2 buah

26 Pompa Produk DME (L-165)

Tabel 5.31 Spesifikasi Pompa Produk DME

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	L-165
Fungsi	Memompa DME dari akummulator ke storage DME
Tipe	Centrifugal Pump
Jumlah stage	Single stage
Kecepatan putaran	3500 rpm
Effisiensi	0.80
Daya pompa	1 hp
Diameter dalam pipa	0.9570 in
Diameter luar pipa	1.3150 in
Kapasitas pompa	5.7132 gpm
Bahan konstruksi	Carbon Steel
Jumlah	1 buah

3.8 Equipment H-101

Table 3.8a Specification Equipment H

Specification	Information
No. Unit	H-101
Image	Image Information Column gas absorber and Solvent Column absorber data: 72.33 atm Pressure 44.37 atm Solvent operating pressure
Type	Solid
Function	Stage Mass Transfer 44.340
Equipment	Gas Absorber
Material	Carbon Steel
Weight	2.15 kW
Efficiency Energy	75 %
Power Consumption	14.04 Hp
Jumlah	1 Unit

3.9 Pompa Produk DAH (L-103)

Table 3.9 Spesifikasi Pompa Produk DAH

Spesifikasi	Keterangan
No. Unit	L-103
Image	Alternatif DAH dari akumulator ke menara DAH
Type	Centrifugal Pump
Jumlah stage	Single stage
Kecepatan putaran	1500 rpm
Efisiensi	75%
Daya pompa	1 hp
Diameter dalam pipa	0,04 ft
Diameter luar pipa	1,5 in
Kapasitas pompa	2,77 ft3/detik
Bahan konstruksi	Carbon Steel
Jumlah	1 Unit

32. Storage Produk DME (F-166)

Tabel 5.32 Spesifikasi *Storage* DME

Spesifikasi	**Keterangan**
No. kode	F-166
Fungsi	Untuk menampung produk DME
Tipe	*Bullet tank* (Tangki berbentuk bola)
Bahan konstruksi	*Stainless Steel SA-167 grade 3 tipe 304*
Volume gas	9.325 m^3
Volume tangki (V_T)	11.190 m^3
Diameter tangki	54.64 in
Tebal bola (ts)	1.054 in
Jumlah	1 buah

BAB VI
PERANCANGAN ALAT UTAMA

Nama Alat : Kolom Distilasi

Fungsi : Memisahkan DME dari metanol dan air

Kode alat : D-160

Tipe : Sieve Tray

Prinsip kerja :

Kolom Distilasi berupa bejana tegak, yang berdiri pada *skirt support* dan pondasi beton. Feed diumpankan ke dalam kolom dan memiliki plate yang tersusun secara seri. Dalam operasi normal, uap bergerak ke atas melalui lubang-lubang *tray* yang terdispersi oleh liquida yang mengalir di atasnya. Akibat kontak tersebut, sejumlah liquid diuapkan, kemudian uap yang terjadi akan dikondensasikan sebagai destilat.

Dari neraca massa Appendiks A dan neraca panas Appendiks B

1. Feed masuk

Rate	= 7361.803	kg/jam
	= 16,229.9996	lb/jam
	= 193.744	kmol/jam
Temperatur	= 29.55	°C

2. Destilat

Rate	= 6313.131	kg/jam
	= 13,918.073	lb/jam
	= 137.242	kmol/jam
Temperatur	= 12.51	°C

3. Bottom

Rate	= 1048.671	kg/jam
	= 2,311.924	lb/jam
	= 65.502	kmol/jam
Temperatur	= 221.3	°C

1. Perancangan Kolom Distilasi

- Menentukan jumlah plate

$Rm = 0.0003$

$$\frac{Rm}{Rm + 1} = 0.0003$$

$R = 1.5 \times R_m$

$= 1.5 \times 0.0003$

$= 0.0005$

$$\frac{R}{R + 1} = 0.0004$$

Maka dengan membaca grafik dari Geankoplis 3ed Hal. 688 diperoleh :

$N_m/N = 0.00055$

Dari App. A dan B diperoleh :

α_{LD}	=	1,000.00	X_{LD}	=	1.0000	X_{HD}	=	0.0001
α_{LB}	=	1.0000	X_{LB}	=	0.1490	X_{HB}	=	0.8500

$\alpha_{L,av} = (\alpha_{LD} \times \alpha_{LB})^{0,5}$

$= (1{,}000.0000 \times 1.0000)^{0,5}$

$= 31.6228$

$$\frac{X_{LD} \times D}{X_{HD} \times D} = \frac{1.0000 \times 6313}{0.0001 \times 6313} = 10000.00$$

$$\frac{X_{HB} \times B}{X_{LB} \times B} = \frac{0.8500 \times 1049}{0.1490 \times 1049} = 5.70$$

Jumlah plate minimum dapat dihitung dengan pers. 11.7-12 Geankoplis 3rd, Hal 683 :

$$N_{min} = \log \frac{[(X_{LD} \times D/X_{HD} \times D) \times (X_{HB} \times B/X_{LB} \times B)]}{\alpha_{L,av}}$$

$$= \log \frac{10000.00 \times 5.70}{31.6228}$$

$= 2.6660 \approx 3$ buah

1. Perhitungan Kolom Stripping

- Menentukan jumlah plate

$Rm = 0.0001$

$$\frac{Rm}{Rm + 1} = 0.0001$$

$R = 1.5 \times R_m$

$= 1.5 \times 0.0001$

$= 0.0005$

$$\frac{R}{R + 1} = 0.0004$$

Mula mengan nomfera yaitu 3cm (hunkopis Jed 1ful 0&8 dipercoleh :

$N_m/N = 0.00075$

Dari Appr. A dan B diperoleh :

$\alpha_{LK} = 1.6000$ 00 $\quad X_{LK} = 1.0000 \quad X_{LK} = 0.0001$

$\alpha_{HK} = 1.0000 \quad X_{HK} = 0.1400 \quad X_{HK} = 0.8500$

$\alpha_{av} = (\alpha_{LK} \cdot \alpha_{HK})^{0.5}$

$= (1.600 0000 \cdot 1.0000)^{0.5}$

$= 11.8234$

$$\frac{X_{LK}\ D}{X_{HK} \times B} = \frac{1.0000}{0.0001} \cdot \frac{0.13}{0.1400} = 1000000$$

$$\frac{X_{HK} \times B}{X_{LK}\ D} = \frac{0.8500}{0.1400} \cdot \frac{1000}{1000} = 7.70$$

Jumlah plate minimum dapat dicari dengan persa. 11.7-11 Geankoplis 3rd. 1ful 683 :

$$N_m = \log \frac{[X_{LK}\ D / X_{HK} \times B] \times [X_{HK} \times B / X_{LK}\ D]}{\alpha_{av}}$$

$$= \log \frac{1000000 \cdot 7.70}{11.8234}$$

$= 5.0000 = 5$ buah

$$\frac{N - N_m}{N+1} = \frac{N_m}{N}$$

$$\frac{N - N_m}{N+1} = 0.00055$$

$$N - N_m = 0.00055 \times (N+1)$$

$$N - 0.001N = 0.00055 + N_m$$

$$0.99945\ N = 0.00055 + 3$$

$$N = 3.00 \text{ buah} \approx 4 \text{ buah}$$

Jadi jumlah plate actual = 4 buah

- **Menentukan letak umpan masuk**

X_{LF} = 0.0001

X_{HF} = 0.2740

Dengan metode Kirk-Bride (Geankoplis 3rd pers. 11.7-21 hal 687) :

$$\log \frac{Ne}{Ns} = 0.206 \log \left[\left(\frac{X_{HF}}{X_{LF}} \right) \times \frac{W}{B} \times \left(\frac{X_{LB}}{X_{HD}} \right)^2 \right]$$

$$= 0.206 \log \left[\left(\frac{0.2740}{0.0001} \right) \times \frac{6313}{1049} \times \left(\frac{0.1490}{0.0001} \right)^2 \right]$$

$$= 2.1761$$

$$\frac{Ne}{Ns} = 10^{2.1761} = 150.013$$

$$Ne = 150.013\ Ns$$

Dimana :

$$Ne + Ns = 4$$

Sehingga :

$$150.013\ Ns + Ns = 4$$

$$Ns = 0.02649 \approx 1$$

Jadi feed masuk pada plate ke 1 dari atas

$$\frac{N - N_m}{N+1} = \frac{N_m}{N}$$

$$\frac{N - N_m}{N+1} = 0.00075$$

$$N - N_m = 0.00075 \cdot (N+1)$$

$$N - 0.001N = 0.00075 + N_m$$

$$0.99925\ N = 0.00075 + N_m$$

$$N = \frac{1.00 \text{ bed}}{0.99925} = 1 \text{ bed}$$

Jadi jumlah plate actual = 1 bed

- Menentukan letak bagian atas

$$X_m = 0.2740$$

$$X_m = 0.0001$$

Dengan metode kita-fields (Coulsonhugins Jr. pers. (11.7-21 hal 667) :

$$\log \frac{X_m}{X_n} = 0.206 \log \left[\left(\frac{X_m}{X_n} \right) \cdot \frac{N}{n} \cdot \left(\frac{X_m}{X_m} \right) \right]$$

$$= 0.206 \log \left[\left(\frac{0.2740}{0.0001} \right) \cdot \frac{0.1}{0.4} \cdot \left(\frac{0.0001}{0.0001} \right) \right]$$

$$= 2.1761$$

$$\frac{X_m}{X_n} = 10^{2.1761} = 150.013$$

$$X_m = 150.013\ X_n$$

Diketahui :

$$X_m + X_n = 1$$

Sehingga :

$$150.013\ X_n + X_n = 1$$

$$X_n = \frac{1}{151.013} = 0.0066 = 1$$

Jadi fraksi massa pada plate X_n = 1 dari atas

- **Menentukan distribusi beban massa pada kolom**

Dari App. B diperoleh data sebagai berikut :

Aliran uap masuk kondensor (V)

V = 137.2484 kgmol/jam

= 302.5779 lbmol/jam

Aliran liquid keluar kondensor (L)

L = 0.0054 kgmol/jam

= 0.0120 lbmol/jam

Aliran liquid masuk reboiler (L')

L' = 202.3542 kgmol/jam

= 446.1101 lbmol/jam

Aliran uap keluar reboiler (V')

V' = 137.2484 kgmol/jam

= 302.5779 lbmol/jam

Enriching

V = 137.2484 kgmol/jam = 302.5779 lbmol/jam

L = 0.0054 kgmol/jam = 0.0120 lbmol/jam

Exhausting

V' = 137.2484 kgmol/jam = 302.5779 lbmol/jam

L' = 202.3542 kgmol/jam = 446.1101 lbmol/jam

Menentukan BM campuran

- Bagian Enriching (Atas)

Komponen	BM	Uap		Liquid	
		Y_D	BM × Y_D	X_D	BM × X_D
H_2O	18	0.0000	0	0.0001	0.0018
CH_3OH	32	0.0000	0	0.0000	0.0000
CH_3OCH_3	46	1.0000	46	1.0000	46.0000
Total	-	**1.00**	**46**	**1.00**	**46.0018**

- Stoichiometric distributed between vapor phase bottom

Ban Apr. 8 dipersolo dan solvent bottom :

Aliran uap masuk kondenser (V)

V = 1,172,484 kgmol/jam

= 302,3779 lbmol/jam

Aliran liquid keluar kondenser (L)

L = 0,0814 kmol/jam

= 0,1830 lbmol/jam

Aliran liquid masuk reactor (L')

L' = 302,5610 kgmol/jam

= 666,1101 lbmol/jam

Aliran uap keluar reactor (V')

V' = 1,172,484 kgmol/jam

= 302,3779 lbmol/jam

Condensing

V = 1,172,484 kgmol/jam = 302,3779 lbmol/jam

L = 0,0814 kmol/jam = 0,1830 lbmol/jam

Reboiling

V' = 1,172,484 kgmol/jam = 302,3779 lbmol/jam

L' = 302,5610 kgmol/jam = 666,1101 lbmol/jam

Konversi 95% campuran.

- Reaktor Reboiling (Case)

Komponen	BM	Uap		Liquid	
		Y_n	BM × Y_n	X_n	BM × X_n
H_2O	18	0,0000	0	0,0000	0,0000
$C_{24}H_{24}$	32	0,0000	0	0,0000	0,0000
$C_{24}H_{23}Cl_1$	46	0,0000	46	0,0000	0,0000
Total	-	1,00	46	1,00	46,0000

- Bagian Enriching (Bawah)

Komponen	BM	Uap		Liquid	
		Y_F	BM × Y_F	X_F	BM × X_F
H_2O	18	0.8500	15.3000	0.0510	0.9180
CH_3OH	32	0.0010	0.0320	0.0000	0.0000
CH_3OCH_3	46	0.1490	6.8540	0.9490	43.6540
Total	-	**1.00**	**22.1860**	**1.00**	**44.5720**

- Bagian Exhausting (Atas)

Komponen	BM	Uap		Liquid	
		Y_F	BM × Y_F	X_F	BM × X_F
H_2O	18	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CH_3OH	32	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CH_3OCH_3	46	1.0000	46.0000	1.0000	46.0000
Total	-	**1.00**	**46.0000**	**1.00**	**46.0000**

- Bagian Exhausting (Bawah)

Komponen	BM	Uap		Liquid	
		Y_B	BM × Y_B	X_B	BM × X_B
H_2O	18	0.0510	0.9180	0.8500	15.3000
CH_3OH	32	0.0000	0.0000	0.0010	0.0320
CH_3OCH_3	46	0.9490	43.6540	0.1490	6.8540
Total	-	**1.00**	**44.5720**	**1.00**	**22.1860**

- Region Equilibrium (Average)

Component	[illegible]	Gas		Liquid	
		Y_i	$[illegible] \times Y_i$	X_i	$[illegible] \times X_i$
[illegible]	15	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	32	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	46	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
Total	-	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]

- Region Equilibrium (Max)

Component	[illegible]	Gas		Liquid	
		Y_i	$[illegible] \times Y_i$	X_i	$[illegible] \times X_i$
[illegible]	15	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	32	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	46	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
Total	-	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]

- Region Equilibrium (Min)

Component	[illegible]	Gas		Liquid	
		Y_i	$[illegible] \times Y_i$	X_i	$[illegible] \times X_i$
[illegible]	15	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	32	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
[illegible]	46	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
Total	-	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]

- **Perhitungan beban destilasi**

		Enriching		Exhausting	
		Atas	Bawah	Atas	Bawah
Uap	V	302.5779	302.5779	302.5779	302.5779
	BM	46	22.1860	46.0000	44.5720
	V × BM	13,918.583	6,712.993	13,918.583	13,486.502
Liquid	L	0.0120	0.0120	446.1101	446.1101
	BM	46.0018	44.5720	46.0000	22.1860
	L × BM	0.552	0.535	20,521.063	9,897.398

Beban distilasi terletak terletak pada Exhausting bagian atas, maka perancangan kolom didasarkan pada Exhausting bagian atas

L = 20,521.0635 lb/jam BM = 46.0000 lb/lbmol

V = 13,918.5829 lb/jam BM = 46.0000 lb/lbmol

- **Perhitungan densitas campuran**

Densitas Vapor

Dari App. A & B diketahui :

T_o = 0 °C = 273.15 K

T = 105.16 °C = 378.31 K ...(temperatur dew point bottom prod.)

P_o = 1 atm

P = 30.0000 atm

$$\rho_v = \frac{BM \times T_o \times P}{359 \times T \times P_o}$$

$$= \frac{46.0000 \times 273.15 \times 30.0000}{359 \times 378.31 \times 1}$$

$$= 3.0295 \text{ lb/ft}^3 = 48.5280 \text{ kgmol/m}^3$$

- Verhältnisse beim Anfahren:

		Fördern		Schleuderfahrt	
		Alten	Bernau	Alten	Bernau
Seil	V	703,2774	703,2774	703,2774	703,2774
	[illegible]	15	22,1592	16,0000	14,6770
	V × [illegible]	15,5418,381	0,7129,990	11,3318,381	13,386,303
Bremsberg	t	0,0120	0,0120	0,0120	0,0120
	[illegible]	16,0018	14,8770	12,0000	22,1800
	t × [illegible]	0,320	0,177	20,721,063	0,897,306

Seilen dieselben Verhältnisse wie beim Fördern, jedoch Schleuderfahrt bergauf und mit zusammengezogenen Seilen.

Seilen dieselben Verhältnisse wie beim Fördern bergauf und mit zusammengezogenen Seilen.

$t_1 = 20,321,063 \text{ Sekunden} \qquad [illegible] = 12,0000 \text{ Sekunden}$

$V = 12,5418,381 \text{ Sekunden} \qquad [illegible] = 16,0000 \text{ Sekunden}$

- Verhältnisse direkter Antriebe:

Bernau Typ:

Bei Typ A & B dieselben:

$T_0 = n \cdot T' = [illegible] \text{ s}$

$T = 108,16 \cdot T' = 370,21 \text{ s}$ ...compression der Seile beim Anlauf

$p_0 = 1 \text{ atm}$

$p = 30,4000 \text{ atm}$

$$p_1 = \frac{184 \cdot T_0 \cdot p}{184 \cdot T_0 + T}$$

$$= \frac{16,0000 \cdot 370,21 \cdot 30,4000}{184 \cdot 370,21} = 30,4000$$

$= 1,0000 \text{ kg/m}^2 = 30,4000 \text{ Atmosphären}$

Densitas liquid

Densitas liquid pada T = 221.30 °C = 494.45 K (T bubble pd bottom)

Komponen	X_i	$X_i \cdot \rho$ lb/ft^3	$X_i \cdot \rho$ kgmol/m^3
H_2O	0.8500	49.0369	43.6386
CH_3OH	0.0010	0.0304	0.0152
CH_3OCH_3	0.1490	7.6936	2.6791
Total	**1.0000**	**56.7609**	**46.3330**

- Menentukan surface tension (σ)

Nilai parachor untuk tiap-tiap komponen adalah :

Komponen	X_i	[P]	$X_i \cdot$ [P]
H_2O	0.8500	52.4	44.54
CH_3OH	0.0010	86.67	0.08667
CH_3OCH_3	0.1490	131	19.5190
Total	**1.0000**	270.0700	64.1457

$$\sigma^{1/4} = [\ [P] \times (\rho l - \rho v)\ ]$$ (Pers. 3.152 Perry's 6th, hal.3-288)

$$= \left[\ 64.15 \times \frac{46.3330 - 48.5280}{1000}\ \right]$$

$$=$$

$$= 0.1408$$

$$\sigma = 0.6126 \text{ dyn/cm}$$

Dénaturation liquide

Dénaturation liquide pseudo T = 221,30 °C = 494,45° K (1 bar(a) pot bouillant)

Composants	X_i	$X_i \cdot \rho$ lb/ft³	$X_i \cdot \rho$ kgmol/m³
H_2O	0,8500	50,0500	44,6525
CH_3OH	0,0915	5,0896	0,0915
CH_3COCH_3	0,1400	7,8016	2,6701
Total	1,0000	62,9412	46,3330

– Détermination du volume total (c)

Mini pseudo volumes liquides composants adsorbés :

Composants	X_i	V_i	$X_i \cdot V_i$
H_2O	0,8500	22,4	19,04
CH_3OH	0,0910	38,67	0,03517
CH_3COCH_3	0,1400	141	19,7400
Total	1,0000	210,0700	64,1467

$$c = \left[\frac{M}{\rho} - \left(\frac{X_i \cdot M}{\rho} \right) \right] \quad \text{(cm³ liquides/cm³ solides)}$$

$$= \left[64,11 \times \frac{46,3330 - 43,5700}{1000} \right]$$

$$= 0,1456$$

$$c = 0,0125 \text{ cm}^3/\text{cm}^3$$

- Perancangan kolom distilasi

dimana :

V = 13,918.5829 lb/jam ρ_v = 3.0295 lb/ft^3

L = 20,521.0635 lb/jam ρ_l = 56.7609 lb/ft^3

$$W = C\,[\,\rho_v(\rho_l - \rho_v)\,]^{0,5}$$

$$D = \left(\frac{4}{\pi} \times \frac{V}{W}\right)^{0.5}$$ ...(Ludwig, vol. 2)

Asumsi bahwa nilad L_{wi} = 60% × D

maka diperoleh nilai A_d = 5% A_t

harga shell (S) = $\pi \times D \times (T/12) \times \$_S$ $\$_S$ = 2.8 $/ft^2$

harga tray (Tr) = $(1\text{-}5\%) \times (\pi/4) \times D^2 \times \$_{Tr}$ $\$_{Tr}$ = 0.79 $/ft^2$

harga downcomer (Dc) = $60\% \times (T/12) \times \$_{Dc}$ $\$_{Dc}$ = 0.5 $/ft^2$

harga total = S + Tr + Dc

maka dengan nilai σ = 0.6126 dyn/cm, didapatkan harga C dari Fig. 8-82 :

T (in)	C	W	D (ft)	Harga ($)			Total ($)
				Shell	Tray	Downcomer	
10	23	293.446	7.77318	56.9515	35.5974	1.9433	94.4922
12	65	829.303	4.62387	40.6531	12.5960	1.3872	54.6363
15	148	1888.26	3.0643	33.6767	5.5320	1.1491	40.3578
18	213	2717.56	2.55431	33.6862	3.8438	1.1494	38.6795
20	248	3164.11	2.36721	34.6875	3.3014	1.1836	39.1725
24	**310**	**3955.14**	**1.8173**	**31.9554**	**1.9457**	**1.0904**	**34.9914**
30	360	4593.06	1.96477	43.1856	2.2743	1.4736	46.9335
36	385	4912.03	1.89991	50.1119	2.1266	1.7099	53.9485

Dari tabel dipilih harga T = 24 in dengan nilai D = 1.817 ft

= 21.81 in

MILIK
PERPUSTAKAAN
ITN MALANG

- Parameters bottom flanges

diameter :

$V = 13,918,839$ lb/ft $\qquad \rho_s = 3.0369$ lb/ft^3

$L = 20,521,0625$ lb/ft $\qquad \rho_l = 36,7409$ lb/ft^3

$$W = \left(\frac{L}{\rho_l} + \frac{V}{\rho_s}\right)^{0.5}$$

$$D = \left(\frac{L}{\rho_l} + \frac{V}{\rho_s}\right)^{0.5}$$

...plumbing, etc. 3)

Assume factors safety $f_w = 0.05$ $\qquad = 10$

tanks diameter otan $\Delta_{ot} = 2 \times \Delta_t$

barge small (S) $\qquad = (1-f_w)\times(1-\delta_t)\cdot\delta_t \qquad \delta_s = 2.0 \quad ft^3$

barge avg (Tm) $\qquad = (1-\delta_{ot})\cdot(1-\delta_t)\cdot\delta_t \qquad \delta_m = 0.5 \quad ft^3$

barge deep-sea (Tm) $\qquad = 80\%\cdot(1-\delta_{ot})\cdot\delta_t \qquad \delta_{ds} = 0.2 \quad ft^3$

barge total $\qquad = S + M + D\delta$

tanks design total : $\qquad$ 1.414 $\qquad$ ...fr on accordance barge C (see Fig. 3-32)

T (m)	L	W	D (m)	Barge (t)			Load (t)
				Small	Tmy	Deep-sea	
10	20	202.2.16	1.77218	30,8912	31,4774	1,7445	64,4952
12	24	232.208	1.62387	40,8587	12,4950	1,3872	54,6309
15	30	1882.76	1.10943	31,0,767	5,5430	1,1491	40,5278
18	36	3272.34	1.55621	23,8863	4,8134	1,1964	32,8759
20	218	3164.11	1.35721	14,8075	2,3014	1,1820	20,1125
24	216	3265.14	1.81173	11,0834	1,9127	1,0866	14,0994
30	360	4202.06	1.06477	13,1866	2,2724	1,4250	16,8723
36	382	4912.03	1.89001	16,1,19	2,1306	1,7800	20,8185

Fun value digit: barge T = 24 in $\qquad$ design total D $\qquad = 1.817$ ft

$\qquad = 21.81$ in

- **Menentukan type tray**

$$V_m = \frac{V}{\rho_v} = \frac{13{,}918.5829}{3.0295} = 4{,}594.3427 \quad ft^3/Jam$$

$$= 1.2762 \quad ft^3/s$$

$$Q_m = \frac{L}{\rho_l} = \frac{20{,}521.0635}{56.7609} = 361.5351 \quad ft^3/Jam$$

$$= 45.0714 \quad gpm$$

Jadi, type alirannya adalah Cross Flow (Ludwig vol.2, Table 8-13, hal. 137)

Beban Maksimum :

$V_{max} = 1.3 \times V_m = 1.6591 \quad ft^3/s$

$Q_{max} = 1.3 \times Q_m = 58.5928 \quad gpm$

Beban Minimum :

$V_{min} = 0.7 \times V_m = 0.8933 \quad ft^3/s$

$Q_{min} = 0.7 \times Q_m = 31.5500 \quad gpm$

$$h_{ow\,max} = \frac{Q_{max}}{2{,}98\ L_w}^{2/3}$$

$$h_{ow\,min} = \frac{Q_{min}}{2{,}98\ L_w}^{2/3}$$

untuk sieve tray $2'' \leq h_w + h_{ow} = h_l \leq 4''$

hw diambil = 2 in

hl max = hw + how max

hl min = hw + how min

Tabel optimalisasi Lw/d

Lw/D	**60%**	65%	70%	75%	80%
Lw (in)	**13.0845**	14.1749	15.2653	16.3557	17.4461
how max (in)	**1.3119**	1.2438	1.1838	1.1306	1.0830
how min (in)	**0.8683**	0.8232	0.7835	0.7483	0.7168
hl max (in)	**3.3119**	3.2438	3.1838	3.1306	3.0830
hl min (in)	**2.8683**	2.8232	2.7835	2.7483	2.7168

- Measurement type: mag

$$V_m = \frac{V}{A} = \frac{1.6918\ 38E\text{-}3}{3.0E\text{-}3} = 4.5978E\text{-}2\ \ ft^3/sec$$

$$= 1.2782\ \ ft^3/s$$

$$Q_m = \frac{Q}{A} = \frac{38.8251\ gpm}{26.7\ ft^2} = 1.4541\ \ ft^3/sec$$

$$= 42.0174\ \ gpm$$

Tail type dimensionless calibration flow: (Calibrating weir, Table 8.12, Tail 1.17)

Maximum Measurement:

$$V_{max} = 1.1 \cdot V_m = 1.0597\ \ ft/s$$

$$Q_{max} = 1.1 \cdot Q_m = 58.3023\ \ gpm$$

Minimum Measurement:

$$V_{min} = 0.1 \cdot V_m = 0.1459\ \ ft/s$$

$$Q_{min} = 0.1 \cdot Q_m = 3.8175\ \ gpm$$

$$H_{v\ max} = \frac{Q_{max}}{2.49\ L_w} =$$

$$H_{v\ min} = \frac{Q_{min}}{2.49\ L_w} =$$

actual stave log: $2^{nd} = h_1 = h_2 = h_3$ 0.47

bv diameter = 2 in

hl max = hv + hov max

hl min = hv + hov min

Table of minimum L/W:

L/W	2/3	4/5	7/8	7/9	8/9
Lw (in)	12.3543	14.1759	15.3863	16.3527	17.1181
hov max (in)	1.5119	1.2434	1.1138	1.06	1.0236
hov min (in)	0.3863	0.3233	0.2858	0.2627	0.2468
hl max (in)	2.3119	1.7134	1.3138	1.1327	1.0236
hl min (in)	2.3863	2.0233	1.7858	1.7627	1.7468

diambil optimalisasi diameter kolom destilasi dengan :

Lw/D = 60% Lw = 13.0845 in

hw - hc = 1/4 in

hc = 1.75 in

Ac = Lw × hc

= 22.898 in^2

= 0.159 ft^2

Ad = 5% A_t

= 5% × $\pi/4\ D^2$

= 18.666 in^2

= 0.1296 ft^2

A_{dc} = At - 2Ad = 2.3333 ft^2

$$hd = 0.03 \left(\frac{Q_{max}}{100\ A_{dc}}\right)^2$$

= 1.4607 in (< 1 in, memenuhi)

Mengecek harga tray spacing dan Stabilitas Tray and Weeping

dengan asumsi bahwa nilad L_{wi} = 60% × D

maka diperoleh nilai W_d = 10% D

Wd = 0.1817 ft

r = ½×D

= 0.91 ft

$$x = r - Wd + \frac{Ws}{12}$$ digunakan nilai Ws = 2 in

$$= 0.9086 - 0.1817 + \frac{2}{12}$$

= 0.8936 ft

$$Aa = 2\left(x\,(r^2 + x^2)^{0,5} \times r^2 \times \sin^{-1}\frac{x}{r}\right)$$

= 1.5081 ft^2

susunan lubang adalah segitiga, maka :

$$\frac{Ao}{Aa} = \frac{0.9065}{n^2}$$

$$h_{p\,max} = 12\left(\frac{\rho_v}{\rho_l}\right) 1.14\left(\frac{U_{o\,max}^2}{2\times gc}\right)\left\{0.4\left(1{,}25 - \frac{Ao}{Ac}\right) + \left(1 - \frac{Ao}{Ac}\right)^2\right\}$$

$$Uo\ max = \frac{V_{max}}{Ao}$$

$$hr = \frac{31.2}{\rho_l} = \frac{31.2}{56.7609} = 0.5497 \quad in$$

$$ht = hp + hr + h_{l\,max}$$

$$hb = ht + hd + h_{l\,max}$$

Pengecekan : $\frac{hb}{T + hw} \leq 0.5$

$$h_{p\,min} = 12\left(\frac{\rho_v}{\rho_l}\right) 1.14\left(\frac{U_{o\,min}^2}{2\times gc}\right)\left\{0.4\left(1{,}25 - \frac{Ao}{Ac}\right) + \left(1 - \frac{Ao}{Ac}\right)^2\right\}$$

$$Uo\ min = \frac{V_{min}}{Ao}$$

Syarat : $h_{pm} > h_{pw}$

$h_{pw} = 0{,}2 + 0{,}05.h_{l\,max}$

$= 0.3656$

N	2.5	3	3.5	4	4.5
Ao (ft^2)	**0.2187**	0.1519	0.1116	0.0854	0.0675
$U_{o\,max}$(ft/s)	**7.5850**	10.9224	14.8666	19.4175	24.5753
hp (in)	**0.0059**	0.0162	0.0773	0.2135	0.4532
ht (in)	**3.8675**	3.8778	3.9389	4.0752	4.3148
hb (in)	**8.6402**	8.6505	8.7115	8.8478	9.0874
hb/(T+hw)	**0.3323**	0.3327	0.3351	0.3403	0.3495
$U_{o\,min}$(ft/s)	**4.0842**	5.8813	8.0051	10.4556	13.2329
hpm (in)	**0.0017**	0.0047	0.0224	0.0619	0.1314

Maka, diambil nilai N = 2.5 karena nilai hb/(T+hw) mendekati 0,3

Pengecekan pada entrainment dan pelepasan uap dalam downcomer

Syarat tidak terjadi entrainment : e ≤ 0,1

$$Uc = \frac{Vmax}{Ac} = \frac{1.6591}{0.1590} = 10.4335 \text{ ft/s}$$

$$Tc = T - 2{,}5\ hl\ max = 24 - 8.2798 = 15.7202 \text{ in}$$

Sehingga :

$$e = 0.22 \left(\frac{73}{\sigma}\right)\left(\frac{Uc}{Tc}\right)^{3.2} \leq 0.1$$

$$= 2.6E\text{-}04 \quad \leq 0{,}1 \text{ jadi memenuhi syarat}$$

Syarat pelepasan uap dalam downcomer : $\frac{wl}{wd} \leq 60\%$

$$wl = 0.8 \times [h_{ow\,max}(T + hw + hb)]^{0,5}$$

$$= 2.5131 \text{ in} = 0.2094 \text{ ft}$$

$$\frac{wl}{wd} = \frac{0.2094}{0.1817} = 115.2\% \qquad < 60\% \text{ (memenuhi)}$$

- **Dimensi kolom distilasi**

Jumlah tray actual = 4

Jumlah tray total (n) = tray actual + tray reboiler + tray kondensor

4 + 1 + 1 = 6

Jarak antara tray (T) = 24 in

Diasumsikan bahwa: tinggi ruang kosong = 13 ft = 156 in

Tinggi shell = (T × n) + ruang tinggi ruang kosong

= 375 in

= 1.8173 ft = 21.8076 in

R = 0.9086 ft = 10.9038 in

$\frac{\text{Tinggi shell}}{\text{diameter}} \geq 5$ .... Gael Ulrich

$$\frac{\text{Tinggi shell}}{\text{diameter}} = \frac{375}{21.8076} = 17.1959$$

$$\text{Volume liquid} = \frac{\text{m Feed}}{\rho_l}$$

$$= \frac{16{,}229.9996}{56.7609}$$

$$= 285.9362 \quad ft^3/Jam$$

berdasarkan Gael Ulrich ditentukan waktu tinggal (t) = 10 menit

= 0.1667 jam

volume liquid = 285.9362 × 0.1667

= 47.6560 ft^3

tutup atas dan tutup bawah berbentuk standard dished maka :

$V_{tha} = V_{thb} = 0{,}0847\ di^3$

$= 0.0847 \times 1.8173^{\ 3}$

$= 0.5083\ ft^3$

$h_a = h_b = 0{,}169\ di$

$= 0.169 \times 1.8173$

$= 0.3071$ ft = 3.6855 in

Tinggi liquid di dalam kolom distilasi

volume liquid = $V_{shell} + V_{thb}$

V_{shell} = volume liquid - V_{thb}

$\frac{1}{4} \times \pi \times di^2 \times L_{ls} = 47.6560 - 0.5083$

$2.5938 \times L_{ls} = 47.1477$

$L_{ls} = 18.1768$ ft

$$P_{hidrostatik} = \frac{\rho \times (l_{ls} - 1)}{144}$$

= 0.3786 psig

P_{desain} = $P_{operasi}$ + $P_{hidrostatik}$

= 426.184 + 0.3786

= 426.563 psig

Penentuan tebal shell

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-353

f = 22500

Jenis pengelasan : *double welded butt joint*

E = 0.8

Faktor korosi

C = 1/16

Dari Brownell & Young diperoleh persamaan untuk vertical vessel

$$t_s = \frac{p \times R}{(f \times E - 0{,}6 \times p)} + C$$

$$= \frac{426.5626 \times 10.9038}{22{,}500 \times 0.8 - 0.6 \times 426.5626} + 1/16$$

= 0.3246 in ≈ 5/16 in

do = di + (2 × t_s)

= 21.8076 + 2 × 5/16

= 22.4326 in distandardkan 26 in

di = do - (2 × t_s)

= 26 - 2 × 5/16

= 25.3750 in

untuk tutup standard dished head :

r = di = 25.3750 in

icr = 6% × di

= 6% × 25.3750

= 1.5225 in = 0.1269 ft

sf = 1 1/2 in

Penentuan tebal tutup standard dished

$$t_H = \frac{0{,}855 \times p \times R}{(f \times E - 0{,}1 \times p)} + C$$

$$= \frac{0.8550 \times 426.5626 \times 25.3750}{22{,}500 \times 0.8 - 0.1 \times 426.5626} + 1/16$$

$$= 0.5779 \text{ in} \approx 8/16 \text{ in}$$

Menentukan tinggi total kolom distilasi baru

dari Brownel & Young ditentukan untuk menentukan nilai H

AB = 11.1650 in

BC = 23.8525 in

b = 4.2969 in

$H = t_H + b + s_f = h_a = h_b$

= 8/16 + 4.2969 + 1 1/2

= 6.2969 in = 0.5247 ft

L = tinggi shell + h_a + h_b

= 375.0000 + 6.2969 + 6.2969

= 387.5939 in = 32.2995 ft = 9.8449 m

2. Perancangan Nozzle

A. Nozzle feed masuk

rate massa = 4.5083 lb/s

temperatur = 29.55 °C

densitas bahan = 30.3954 lb/ft^3

$$Q = \frac{m}{\rho} = \frac{4.5083}{30.3954} = 0.1483 \text{ ft}^3/\text{s}$$

asumsi : aliran turbulen

Dari persamaan 15, hal 496 Peter and Timmerhaus, diperoleh :

$$ID_{opt} = 3{,}9 \times Q^{0{,}45} \times \rho^{0{,}13}$$

$= 3.9 \times 0.1483^{0.45} \times 30.3954^{0.13}$

$= 2.5756$ in

Digunakan pipa standar, dari App. K Brownell & Young didapatkan :

D_{nom}	=	0.5	in	Sch	=	80
ID	=	0.84	in	=	0.07	ft
OD	=	0.564	in	=	0.047	ft
A	=	0.22	in^2			

B. Nozzle Top Kolom

rate massa = 3.8661 lb/s

temperatur = 12.51 °C

densitas bahan = 48.1885 lb/ft^3

$$Q = \frac{m}{\rho} = \frac{3.8661}{48.1885} = 0.0802 \quad ft^3/s$$

asumsi : aliran turbulen

Dari persamaan 15, hal 496 Peter and Timmerhaus, diperoleh :

$ID_{opt} = 3{,}9 \times Q^{0{,}45} \times \rho^{0{,}13}$

$= 3.9 \times 0.0802^{0.45} \times 48.1885^{0.13}$

$= 2.0739$ in

Digunakan pipa standar, dari App. K Brownell & Young didapatkan :

D_{nom}	=	3	in	Sch	=	80
ID	=	2.9	in	=	0.24167	ft
OD	=	3.5	in	=	0.29167	ft
A	=	0.916	in^2			

C. Nozzle Reflux Condenser

rate massa = 3.9977 lb/s

temperatur = 64.12 °C

densitas bahan = 48.1885 lb/ft^3

$$Q = \frac{m}{\rho} = \frac{3.9977}{48.1885} = 0.0830 \quad ft^3/s$$

asumsi : aliran turbulen

Dari persamaan 15, hal 496 Peter and Timmerhaus, diperoleh :

$ID_{opt} = 3{,}9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13}$

$= 3.9 \times 0.0830^{0.45} \times 48.1885^{0.13}$

$= 2.1054$ in

Digunakan pipa standar, dari App. K Brownell & Young didapatkan :

D_{nom} = 2 1/2 in Sch = 80

ID = 2.441 in = 0.20342 ft

OD = 2.875 in = 0.23958 ft

A = 1.812 in^2

D. Nozzle Bottom Kolom

rate massa = 0.6422 lb/s

temperatur = 221.30 °C

densitas bahan = 56.7609 lb/ft^3

$$Q = \frac{m}{\rho} = \frac{0.6422}{56.7609} = 0.0113 \quad ft^3/s$$

asumsi : aliran turbulen

Dari persamaan 15, hal 496 Peter and Timmerhaus, diperoleh :

$ID_{opt} = 3{,}9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13}$

$= 3.9 \times 0.0113^{0.45} \times 56.7609^{0.13}$

$= 0.8774$ in

Digunakan pipa standar, dari App. K Brownell & Young didapatkan :

D_{nom} = 1 1/4 in Sch = 40

ID = 1.38 in = 0.115 ft

OD = 1.66 in = 0.13833 ft

A = 0.668 in^2

E. Nozzle Reflux Reboiler

rate massa = 0.242 lb/s

temperatur = 105.16 °C

densitas bahan = 3.0295 lb/ft^3

$$Q = \frac{m}{\rho} = \frac{0.2422}{3.0295} = 0.0799 \quad ft^3/s$$

asumsi : aliran turbulen

Dari persamaan 15, hal 496 Peter and Timmerhaus, diperoleh :

$$ID_{opt} = 3{,}9 \times Q^{0{,}45} \times \rho^{0{,}13}$$

$$= 3.9 \times 0.1^{0.45} \times 3.0295^{0.13}$$

$$= 1.4451 \text{ in}$$

Digunakan pipa standar, dari App. K Brownell & Young didapatkan :

D_{nom} = 3 in Sch = 40

ID = 2.992 in = 0.24933 ft

OD = 3.5 in = 0.29167 ft

A = 2.59 in^2

Dari Brownell & Young fig. 12.2 hal. 221 didapat dimensi flange untuk semua nozzle, dipilih flange standart type welding neck, dengan dimensi :

Nozzle	NPS	A	T	R	E	K	L	B
A	0.5	3 1/2	7/16	1 6/16	1 3/16	0.84	1 7/8	0.62
B	3	7 1/2	15/16	5	4 1/4	3.5	2 3/4	3.07
C	2 1/2	7	7/8	4 1/8	3 9/16	2.88	2 3/4	2.47
D	1 1/4	4 5/8	5/8	2 1/2	2 5/16	1.66	2 1/4	1.38
E	3	7 1/2	15/16	5	4 1/4	3.5	2 3/4	3.07

3. Perancangan Mekanis

Untuk mempermudah pemeliharaan dan perbaikan dari kolom distilasi, maka tutup menara dihubungkan dengan bagian shell menggunakan sistem flange dan bolting.

1. Flange

Bahan	=	SA-336 grade F8 type 304
Tensile stress minimum	=	75,000
Allowable stress	=	16,650 lb/in^2
Type flange	=	Ring Flange Loose Type

2. Bolting

Bahan	=	SA - 193 grade B8t type 321
Tensile stress minimum	=	75,000
Alowable stress	=	15,000 lb/in^2

3. Gasket

Bahan	=	Solid Flat Metal Iron
Gasket faktor (m)	=	5.5
Minimum design seating stress (Y =		18,000

- Menentukan lebar gasket

Dengan menggunakan rumus dari Brownell & Young pers. 12.2 hal. 226, dimana :

di gasket = do shell = 26 in

$$\frac{do}{di} = \left(\frac{y - p.m}{y - p(m+1)}\right)^{0.5}$$ (Brownell & Young pers. 12.2 hal. 226)

$$= \left(\frac{18{,}000 - (426.5626 \,.\, 5.5)}{18{,}000 - 426.5626\,(5.5+1)}\right)^{0.5}$$

$$= 1.0139$$

do gasket = 26 × 1.0139

= 26.3617 in

lebar gasket minimum (N) $= \dfrac{do - di}{2}$

$= \dfrac{26.3616529 - 26}{2}$

$= 0.18083 \times \dfrac{16}{16} = \dfrac{2.8932}{16}$

$\approx$ 2/16 in

diameter rata-rata gasket (G) = do + N

= 26.3617 + 2/16

= 26.4867 in

- Menentukan jumlah dan ukuran bolt

» Beban supaya gasket tidak bocor (H_y)

Dari gambar 12.12, hal. 229 didapat lebar seating gasket bawah :

$bo = \dfrac{N}{2} = \dfrac{2/16}{2} = 0.0625$

untuk bo < 1/4, maka b = bo = 0.0625 in

$W_{m2} = H_y = \pi.b.G.y$ (Brownell & Young, pers. 12.88, hal. 240)

$= 3.14 \times 0.0625 \times 26.4867 \times 18{,}000$

= 93,564.101 lb

» Beban tanpa tekanan (H_p)

$H_p = 2.b.\pi.G.m.p$ (Brownell & Young, pers. 12.90, hal. 240)

$= 2 \times 0.0625 \times 3{,}14 \times 26.4867 \times 6 \times 426.5626$

= 24,402.3938 lb

» Beban gasket karena internal pressure (H)

$$H = \frac{\pi \times G^2 \times p}{4}$$

$$= \frac{3.14 \times 26.4867^2 \times 426.5626}{4}$$

$$= 234{,}912.7523 \text{ lb}$$

» Total berat pada kondisi operasi

$$W_{m1} = H_p + H$$

$$= 24{,}402.3938 + 234{,}912.7523$$

$$= 259{,}315.1 \text{ lb}$$

karena nilai $W_{m2} < W_{m1}$, maka yang mengontrol beban saat operasi adalah W_{m1}

- Perhitungan luas bolting minimum area

(Brownell & Young, pers. 12.92, hal. 240)

$$A_m = \frac{W_{m2}}{f_b}$$

$$= \frac{93{,}564.1015}{15{,}000} = 6.2376 \text{ in}$$

- Perhitungan bolt minimum

Dari Brownell & Young, tabel 10.4 hal 188 dicoba :

trial :	ukuran baut	=	1	in
	Root Area (Ab)	=	0.551	in^2
	Bolt spacing (Bs)	=	3	in
	Min radial distance (R)	=	1 3/8	in
	Edge distance (E)	=	1 1/16	in
	bolting minimum (Nm)	=	$\frac{Am}{Ab} = \frac{6.2376}{0.551} = 11.9205$	
	bolt actual (N)	=	12	buah
	bolting circle diameter (C)	=	$ID_{shell} + 2(1{,}415go + R)$	
	dengan go = tebal shell (ts)	=	5/16	in

$C = 25.3750 + 2(1{,}415 \times {}^{3}/_{16} + 1\ 3/8)$

$= 29.0094$ in

diameter luar flange, $OD = C + (2 \times E)$

$= 31.1344$ in

Cek lebar gasket

$A_{b\ actual} = N \times Ab$

$= 12 \times 0.551 = 6.612$ in^2

lebar gasket minimum $= \dfrac{A_{b\ actual} \times f}{2 \times \pi \times y \times G}$

$= \dfrac{6.612 \times 15{,}000}{2 \times 3{,}14 \times 18000 \times 26.4867}$

$= 0.0331 \approx < t_s\ 1/16$ (Memenuhi)

- **Perhitungan Moment**

Untuk keadaan bolting up (tanpa tekanan dalam)

$W = \dfrac{(Ab + Am) \times f}{2}$ (Brownell & Young, pers. 12.94, hal. 242)

$= \dfrac{(0.551 + 6.2376) \times 15000}{2} = 50{,}914.5507$ lb

Jarak radial dari beban gasket terhadap bolt circle (h_G)

$h_G = \dfrac{C - G}{2} = \dfrac{29.0094 - 26.4867}{2} = 1.2614$ in

Moment flange (M_a)

$M_a = W \times h_G$

$= 50{,}914.5507 \times 1.2614$

$= 64{,}221.6304$ lb-in

Dalam keadaan operasi :

$W = W_{m1} = 259315.1461$ lb

Moment dan force pada daerah dalam flange (H_D)

$H_D = 0{,}785 \times B^2 \times p$ dimana $B = OD_{shell}$ = 26 in

$= 0.785 \times 26^2 \times 426.563$

$= 226{,}359.7093$ lb

Radial bolt circle pada aksi h_D

$$h_D = \frac{C - B}{2} = \frac{29.0094 - 26}{2} = 1.5047 \text{ in}$$

Moment M_D

$M_D = H_D \times h_D$ = ########## × 1.5047 = 340,600.63 lb-in

$H_G = W - H$ = 259315 - 234,912.7523 = 24,402.39 lb

$M_G = H_G \times h_G$ = 24,402.39 × 1.2614 = 30,780.23 lb-in

$H_T = H - H_D$ = ########## - 226,359.7093 = 8,553.04 lb

$$h_T = \frac{h_D - h_G}{2} = \frac{1.5047 - 1.2614}{2} = 0.122 \text{ in}$$

Moment M_T

$M_T = H_T \times h_T$ = 8,553.04 × 0.122 = 1040.59 lb-in

Moment total pada keadaan operasi :

$M_0 = M_D + M_T + M_G$

$= 340{,}600.63 + 1040.5909 + 30{,}780.23$

$= 372{,}421.4446$ lb-in

$M_{max} = M_0$ = 372,421.4446 lb-in karena $M_0 > M_a$

- Penentuan tebal flange

$$t = \left(\frac{Y \times M_{max}}{\left(\frac{f \times B}{A}\right)}\right)^{0.5}$$ (Brownell & Young, pers. 12.85, hal. 242)

$$K = \frac{A}{B}$$

dimana : A = OD flange

B = ID shell

$$K = \frac{31.1344}{25.3750} = 1.2270$$

Dari Brownell & Young, Fig.12.22, hal 238 diperoleh nilai :

Y = 11

$$t = \left(\frac{11 \times 372{,}421.4446}{16{,}650 \times 25.3750} \right)^{0.5}$$

= 3.1139 in ≈ 2 1/2 in

- **Perhitungan Penyangga**

Penyangga dirancang untuk menahan beban kolom destilasi dan perlengkapannya.

Beban-beban yang ditahan oleh kolom penyangga terdiri dari :

» **Berat shell**

Tebal shell	=	5/16 in	=	0.0260	ft
Tinggi shell	=	375.000 in	=	31.2500	ft
OD shell	=	26 in	=	2.16667	ft
Keliling shell	=	π × OD			
	=	3.14 × 2.16667	=	6.80	ft
Luas shell	=	keliling × tebal shell			
	=	6.80 × 0.0260	=	0.2	ft^2
Volume shell	=	luas × tinggi			
	=	0.17717 × 31.2500	=	5.53657	ft^3
ρ steel	=	489 lb/ft^3			
Berat shell (Ws)	=	volume × ρ			
	=	5.53657 × 489	=	2,707.38	lb

» **Berat tutup**

W_{dh} = A × t_h × ρ dimana :

A = 6,28 × icr × H (Herman C. Hesse, pers. 4-16, hal. 92)

= 6.28 × 0.1269 × 0.5247

= 0.4181 ft^2

W_{dh} = 0.4181 × 0.0417 × 489

= 8.5189 lb

Berat tutup total

W_{dh} = 2 × W_{dh} = 2 × 8.5189 = 17.0377 lb

» **Berat downcomer**

luas downcomer = Ad

= 0.1296 ft^2

volume = luas × t_h

= 0.1296 × 0.0417

= 0.0054 ft^3

berat downcomer (Wdc) = volume × ρ × jumlah plate

= 0.0054 × 489 × 6

= 15.8468 lb

» **Berat Tray**

Ditetapkan berat per tray = 25 lb/ft^2 (Brownell & Young, pers. 12.85, hal. 242)

luas tray = Ao = 0.2187 ft^2

berat tray (Wtr) = berat /tray × luas × jumlah tray

= 25 × 0.2187 × 6

= 32.8096 lb

Penyangga tray yang digunakan equal angles

ukuran = 1½ " × 1½ " × ¼ "

berat = 2.34 lb/ft (Brownell & Young, App. G, hal. 358)

Wpt = 3 × berat × jumlah *tray* × (1½/12)

= 5.2650 lb

» **Berat larutan**

Wl = volume larutan × ρ_l

= 47.6560 × 56.7609

= 2,704.9999 lb

» **Berat pipa**

Pipa yang ada mencakup untuk feed, uap, reboiler, kondensor dan bottom produk.

ditetapkan = 2 × L

= 2 × 32.2995 = 64.5990 ft

diambil rata-rata ukuran pipa 4 in sch 40, maka berat pipa = 10.79 lb/ft

berat pipa (Wp) = panjang × berat

= 64.5990 × 10.79

= 697.0230 lb

» **Berat attachment**

Berat *attachment* meliputi *nozzle, valve,* dan alat-alat kontrol

Wa = 18% × Ws (Brownell & Young, hal. 157)

= 18% × 2,707.3812

= 487.3286 lb

Maka berat total yang harus ditopang penyangga adalah :

W total = Ws + Wdh + Wdc + Wtr + Wpt + Wl + Wp + Wa

= 6,667.6919 lb (W_{dw})

- **Perencanaan skirt support**

diasumsikan tinggi skirt = 10 ft = 120 in

maka tinggi skirt ke top kolom (H) = tinggi skirt + L

= 10 + 32.2995

= 42.2995 ft = 507.593884 in

stress karena angin

$$f_{wb} = \frac{15{,}89 \times (do + di)/2 \times H^2}{do^2 \times t}$$

$$= \frac{15{,}89 \times (26 + 25.375)/2 \times 507.5939^2}{26^2 \times t}$$

$$= \frac{155{,}572.1313}{t}$$

stress dead weight

$$f_{wb} = \frac{Wtotal}{\pi \times do \times t}$$

$$= \frac{6,667.6919}{3,14 \times 26 \times t}$$

$$= \frac{81.6305}{t}$$

stress kompresi maksimum

$f_{c\,max}$ = 120,000 psi

$$120,000 = \frac{155,572.1313}{t} + \frac{81.6305}{t}$$

t = 1.2971 in

jadi tebal skirt = 1.2971 in ≈ 1 1/2 in

- **Perhitungan bearing plate**

Nilai three concrete mixes = 6 galon air terkandung per 94 lb sak semen

maka dari Brownell & Young diperoleh nilai :

$f_{c\,max}$ = 1,200 psi

n = 10

f_s = 20,000 psi (nilai f_s untuk steel skirt)

$f_{c'\,(bolt\ circle)}$ = 1,000 psi

$$d_{eff} = \frac{(di + do)_{vessel}}{2} = 25.6875 \text{ in} = 2.1406 \text{ ft}$$

$$t_3 = \frac{([7+do] - di)_{vessel}}{2} = 3.8125 \text{ in} = 0.3177 \text{ ft}$$

P_w = 25 lb/ft^2

Bending moment pada puncak kolom (M_w)

$$M_w = ½ \times P_w \times H^2 \times d_{eff}$$

$$= ½ \times 25 \times 42.2995^2 \times 2.1406$$

$$= 47,876.3326 \text{ lb-ft}$$

$$k = \frac{1}{1 + (f_s/n.f_{c'(bolt\ circle)})}$$

$$= \frac{1}{1 + (20000 / [10 \times 1000])} = 0.3333$$

$$f_{c\,(bolt\ circle)} = f_{c'\,(bolt\ circle)} \times \frac{2 \times k \times do}{(2 \times k \times do) + t_3}$$

$$= 819.7044 \quad psi < 1.000\ psi \quad (memenuhi)$$

dengan nilai k = 0.3333 , maka dari Brownell & Young, hal. 186 diperoleh nilai :

C_t	=	2.3690	z	=	0.431
C_c	=	1.597	j	=	0.782

Tensile load (F_t)

$$F_t = \frac{M_w - (W_{dw} \times z \times do)}{j \times do}$$

$$= \frac{47876.3326 - (6667.6919 \times 0.431 \times 2.1667)}{0.782 \times 2.1667}$$

$$= 24{,}581.8334 \quad lb$$

diasumsikan akan digunakan bolting ukuran :

d = 1 1/4 in

A = 0.89 in^2 (Brownell & Young, tabel 10.4, hal. 188)

n = 11

$$t_1 = \frac{n \times A}{\pi \times do} = \frac{11 \times 0.89}{3{,}14 \times 26} = 0.1199 \quad in$$

$$f_s = \frac{F_t}{t_1 \times (do/2) \times C_t}$$

$$= \frac{24{,}581.8334}{0.1199 \times (26/2) \times 2.369} = 6{,}659.5730 \quad psi$$

$$F_c = F_t + W_{dw}$$

$$= 24{,}581.8334 + 6{,}667.6919$$

$$= 31{,}249.5252 \quad lb$$

$t_2 = t_3 - t_1$

$= 0.3177 - 0.1199 = 0.1979$ in

$$f_c = \frac{F_c}{(t_2 + nt_1) \times (do/2) \times C_c}$$

$$= \frac{31{,}249.5252}{(0.1979 + [11 \times 0.1199]) \times (26/2) \times 1.597}$$

$= 992.7030$ psi

$$k = \frac{1}{1 + (f_s/n.f_c)}$$

$$= \frac{1}{1 + (6659.573 / [10 \times 992.703])}$$

$= 0.5985$ 44.30%

k	C_c	C_t	z	j	k_{baru}	%
0.5985	2.2285	1.7774	0.3713	0.7880	0.4442	34.73
	F_t (lb)	**f_s (psi)**	**F_c (lb)**	**f_c (psi)**		
	24,900.5062	8,991.2669	31,568.1980	718.6468		
k	**C_c**	**C_t**	**z**	**j**	**k_{baru}**	**%**
0.4442	1.8702	2.1258	0.4054	0.7849	0.5329	16.64
	F_t (lb)	**f_s (psi)**	**F_c (lb)**	**f_c (psi)**		
	24,709.0802	7,459.7581	31,376.7720	851.1206		
k	**C_c**	**C_t**	**z**	**j**	**k_{baru}**	**%**
0.5329	0.4442	0.4442	0.4442	0.4442	0.4772	11.67
	F_t (lb)	**f_s (psi)**	**F_c (lb)**	**f_c (psi)**		
	43,075.1956	62,233.8477	49,742.8874	5,680.8593		
k	**C_c**	**C_t**	**z**	**j**	**k_{baru}**	**%**
0.4772	1.9488	2.0526	0.3975	0.7855	0.5138	7.12
	F_t (lb)	**f_s (psi)**	**F_c (lb)**	**f_c (psi)**		
	24,755.5355	7,740.4796	31,423.2273	818.0347		

k	C_c	C_t	z	j	k_{baru}	%
0.5138	2.0312	1.9680	0.3897	0.7857	0.4928	4.26
	F_t (lb)	**f_s (psi)**	**F_c (lb)**	**f_c (psi)**		
	24,815.9394	8,093.0759	31,483.6313	786.3369		
k	**C_c**	**C_t**	**z**	**j**	**k_{baru}**	**%**
0.4928	1.9833	2.0163	0.3946	0.7859	0.5049	2.40
	F_t (lb)	**f_s (psi)**	**F_c (lb)**	**f_c (psi)**		
	24,770.1950	7,884.5786	31,437.8869	804.1658		

$$f_{c\,(max\ induced)} = f_{c'\,(bolt\ circle)} \times \frac{(2 \times k \times do) + t_3}{2 \times k \times do}$$

$$= 920.9327 \text{ psi} < 1.000 \text{ psi} \quad \text{(memenuhi)}$$

$l = t_3 = 3.8125$ in

$$t_4 = l \times (3.f_{c\,(max\ induced)})/f_s)^{0,5}$$

$$= 3.8125 \times ([3 \times 920.9327] / 20000)^{0,5}$$

$$= 1.4170 \text{ in} \approx 7/8 \text{ in}$$

digunakan = 24 gusset

$$b = \frac{\pi \times do}{24} = \frac{3,14 \times 26}{24} = 3.4034$$

$$\frac{l}{b} = \frac{3.8125}{3.4034} = 1.1202$$

Dari Brownell and Young, tabel 10.3 diperoleh nilai :

$$M_{max} = M_y = -0,447 f_c l^2$$

$$= -0,447 \times 920.9327 \times 3.8125^2$$

$$= -3454.03764 \text{ lb-in}$$

$$t_4 = (6.M_{max})/f_s)^{0,5}$$

$$= ([6 \times 3454.0376] / 20000)^{0,5}$$

$$= 1.02 \text{ in} \approx 1 \text{ in}$$

- **Dimensi Anchor Bolt**

dari Brownell Young ditentukan jumlah *chair /anchor bolt* untuk diameter *skirt* = 10 ft

jumlah anchor = 24

diameter anchor = 3 in

panjang anchor = 18 in

- **Dimensi Pondasi**

Berat Skirt

tebal skirt = 1 1/2 in = 0.1250 ft

tinggi skirt = 120 in = 10 ft

OD skirt = 26 in = 2.16667 ft

keliling = $\pi \times$ OD

= 3.14 × 2.16667 = 6.8068 ft

luas = keliling × tebal

= 6.8068 × 0.1250 = 0.8508 ft^2

volume = ; × tinggi

= 0.8508 × 10 = 8.5085 ft^3

dari Perry diperoleh densitas steel ρ = 489 lb/ft^3

berat skirt (Ws) = volume × ρ

= 8.5085 × 489 = 4,160.6468 lb

Berat pondasi

Nilai OD = 26 in, maka diasumsikan dimensi pondasi sebagai berikut :

luas tanah untuk pondasi atas

= 30 × 30

= 900 in^2

luas tanah untuk pondasi bawah

= 40 × 40

= 1,600 in^2

Tinggi pondasi = 24 in

luas rata-rata (A) $= \dfrac{\text{luas pondasi atas + luas pondasi bawah}}{2}$

$= \dfrac{900 + 1{,}600}{2}$

$= 1{,}250 \ in^2$

volume pondasi = A × tinggi pondasi

= 1,250 × 24

= 30,000 in^3 = 17.3611 ft^3

densitas untuk gravel = 126 lb/ft^3

W pondasi = volume × ρ

= 17.3611 × 126 = 2187.5 lb

maka berat total beban yang harus ditopang tanas atas pondasi cement sand gravel

ΣW = W total + W skirt + W pondasi

= 6,667.6919 + 4,160.6468 + 2,187.5000

= 13,015.8386 lb

Tanah atas pondasi berupa cement sand & gravel dengan minimum safe bearing power adalah :

5 ton/ft^2 = 76.5494 lb/in^2 (Hesse, tabel 12.2 hal. 327)

maka tekanan dari sistem pondasi terhadap luas tanah (P)

$$P = \frac{\Sigma W}{A} = \frac{13{,}015.8386}{1{,}250} = 10.4127 \ lb/in^2$$

(P < dari P minimum, Memenuhi)

MILIK
PERPUSTAKAAN
ITN MALANG

Spesifikasi Kolom distilasi

1. **Silinder**

Diameter dalam (di)	:	25.3750	in
Diameter luar (do)	:	26	in
Tinggi	:	375.00	in
Tebal	:	5/16	in
Bahan konstruksi	:	Carbon Steel SA-353	

2. **Tutup Atas & Bawah**

Crown radius	:	1.5225	in
Tinggi	:	6.2969	in
Tebal	:	8/16	in
Bahan konstruksi	:	Carbon Steel SA-353	

3. **Tray**

Jumlah	:	6	
Tray spacing	:	24	in
Susunan pitch	:	Segitiga	
Bahan konstruksi	:	Carbon Steel SA-353	

4. **Downcomer**

Lebar (Wd)	:	2.1808	in
Luas	:	18.666	in^2
Bahan konstruksi	:	Carbon Steel SA-353	

5. **Nozzles**

Diameter nozzle feed masuk	:	0.5	in
Diameter nozzle top kolom	:	3	in
Diameter nozzle reflux condenser	:	2 1/2	in
Diameter nozzle bottom kolom	:	1 1/4	in
Diameter nozzle reflux reboiler	:	3	in

6. Flange & Gasket

Diameter flange	:	31.13 in
Tebal flange	:	2 1/2 in
Bahan konstruksi	:	Carbon Steel SA-336 grade F8 type 304
Lebar gasket	:	26.487 in
Diameter gasket	:	2/16 in
Bahan konstruksi	:	Solid Flat Metal Iron

7. Bolting

Ukuran baut	:	1 in
Bolting minimal	:	12
Diameter bolt circle	:	29.01 in
Bahan konstruksi	:	Carbon Steel SA - 193 grade B8t type 321

8. Skirt Support

Tinggi	:	120 in
Tebal	:	1 1/2 in
Bahan konstruksi	:	Carbon Steel SA 212 grade B

9. Bearing Plate & Gusset

Type	:	Single Ring Bearing Plate with Gussets
Diameter	:	25.6875 in
Tebal	:	7/8 in
Jumlah Gusset	:	24
Tebal Gusset	:	1 in
Bahan konstruksi	:	Carbon Steel SA 212 grade B

10. Anchor Bolt

Panjang	:	18 in
Diameter	:	3 in
Jumlah	:	24

11. Pondasi

Luas pondasi atas	:	30	×	30	=	900	in^2
Luas pondasi bawah	:	40	×	40	=	1,600	in^3
Tinggi pondasi	:	24 in					
Bahan konstruksi	:	Cement, Sand and Gravel					

BAB VII
INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA

Untuk mendapatkan kualitas dan kuantitas produk DME yang diinginkan maka diperlukan adanya suatu alat kontrol jalannya proses suatu industri. Selain itu juga peranan sumber daya manusia sangat penting dalam menentukan suatu produksi. Dengan pertimbangan tersebut maka perlu adanya suatu bagian yang berfungsi untuk mengontrol peralatan dan menjaga keselamatan kerja.

7.1. Instrumentasi

Instrumentasi merupakan bagian yang sangat penting dalam pengendalian proses suatu industri. Pengendalian proses meliputi keseluruhan unit pabrik maupun hanya pada beberapa unit pabrik yang benar – benar harus diperhatikan secara cermat dan akurat.

Instrumentasi dipasang untuk mengatur dan mengendalikan variabel variabel proses yang sangat penting selama proses berlangsung. Instrumentasi dapat bekerja baik secar manual, secara otomatis dan semi otomatis. Variabel - variabel yang dikendalikan umumnya adalah tekanan, temperatur, laju air dan tinggi permukan cairan.

Adapun tujuan pemasangan alat instrumentasi secara spesifik adalah :

1. Untuk menjaga keamanan operasi suatu peoses, dengan jalan :
   - Menjaga variabel – variabel proses berada dalam batas operasi aman.
   - Mendeteksi situasi bahaya dengan membuat tanda – tanda bahaya dan memutus hubungan secara otomatis.
2. Untuk mendapatkan rate atau laju produksi yang diinginkan.
3. Untuk menjaga kualitas produksi.
4. Untuk mempermudah pengoperasian alat.
5. Keselamatan dan efisiensi kerja lebih terjamin.

Faktor – faktor yang harus diperhatikan dalam pemeliharaan instrumentasi :

- Jenis instrumentasi.
- Range yang diperhatikan untuk pengukuran.
- Ketelitian yang diperlukan.
- Bahan konstruksi serta pengaruh instrumentasi pada kondisi operasi.
- Faktor ekonomi.

BAB VII

INSTRUMENTASI DAN KALIBRASI PROSES

Untuk mendapatkan hasilnya dan kualitas produk yang diinginkan maka diperlukan adanya suatu sistem pengontrolan proses yang handal. Sistem ini juga pentingnya untuk dapat memenuhi tuntutan pasar yang dinamis, sehingga produksi dengan performansi tertentu mampu bersaing dengan produk sejenis yang lainnya untuk mempertahankan pemakaian dan meningkatkan kepuasan konsumen.

7.1. Instrumentasi

Instrumentasi merupakan bagian yang sangat penting dalam pengoperasian proses suatu industri. Pengoperasian proses industri berlangsung dan pabrik mempunyai tugas untuk bekerjanya unit pabrik yang baik - baiknya dengan demikian secara teknis dan ekonomis.

Instrumentasi dipakai untuk mengatur dan mengendalikan variabel variabel proses yang sangat penting selama proses berlangsung. Instrumentasi dapat bekerja pada suatu tempat, secara otomatis dan secara manual. Variabel - variabel yang dikendalikan umumnya adalah tekanan, temperatur, laju air dan tinggi permukaan cairan.

Adapun tujuan pemasangan alat instrumentasi secara spesifik adalah :

1. Untuk mendapatkan kondisi operasi yang proses dengan baik :
   - Mengatur variabel - variabel proses sesuai dalam batas - batas operasi yang
   - Memberikan sinyal bahaya dengan memberikan tanda - tanda bahaya dan mematikan jalannya secara otomatis.
2. Untuk mendapatkan mutu dan jumlah produksi yang diinginkan.
3. Untuk mengirim hasilnya produksi.
4. Untuk mempertimbangkan geografisnya alat.
5. Keamanan dan efisiensi kerja lebih terjamin

Faktor - faktor yang harus diperhatikan dalam pemasangan instrumentasi :

- Jenis instrumentasi.
- Range yang diperlukan untuk pengukuran.
- Kualitas yang diperlukan.
- Bahan konstruksi serta pengaruh instrumentasi pada bahan proses.
- Faktor ekonomi.

Macam – macam alat kontrol yang umum digunakan dalam industri, antara lain :

1. Pressure control (PC) : Merupakan alat pengontrol tekanan.
2. Pressure indicator (PI) : Merupakan alat penunjuk tekanan.
3. Temperature control (TC): Merupakan alat pengontrol suhu.
4. Level indicator (LI) : Merupakan alat penunjuk tinggi permukaan cairan liquida
5. Flow control (FC) : Merupakan alat pengontrol laju alir.
6. Weight control (WC) : Merupakan alat pengontrol jumlah/berat bahan.
7. Ratio control (PC) : Merupakan alat pengontrol ratio bahan.

Jenis – jenis pengontrolan yang dilakukan adalah :

- Indicator : Alat yang menunjukkan kondisi operasi suatu daerah tertentu dari suatu peralatan.
- Controller : Alat yang dapat menunjukkan kondisi operasi dan mengendalikannya sehingga sesuai dengan yang diinginkan.

Instrumentasi yang digunakan antara lain :

- Pressure indicator (PI) yang berfungsi sebagai petunjuk takanan pada alat yang beroperasi
- Pressure Controller (PC) yang berfungsi untuk mengetahui dan mengontrol tekanan pada alat yang beroperasi.
- Temperature Controller (TC) yang berfungsi untuk mengetahui dan mengontrol temperatur pada alat yang beroperasi.
- Flow control (FC), berfungsi sebagai alat pengontrol laju alir.
- Weight control (WC)berfungsi sebagai pengontrol jumlah/berat bahan

Pemasangan instrumentasi pada alat – alat proses yang terdapat pada pabrik Dimetil Eter adalah :

Tabel : 7.1. Instrumentasi Pabrik Dimetil Eter

No.	Kode Alat	Nama Alat	Instrumentasi	jumlah
1	H-118	Blower Udara	FC	1
2	F-115A	Bin TKKS	TC, PC	1
3	Q-119	Furnace	FC, TC	1
4	R-110	Reaktor Gasifier	PC, TC	1

Sebelum – masuk ke bagian yang paling dipentingkan: bagian [illegible]

1. Pressure sensor (PS) : Mengukur tekanan pemompaan [illegible].
2. Pressure indicator (PI) : Menampilkan nilai tekanan [illegible].
3. Temperature sensor (TS) : Mengukur suhu pemanas [illegible].
4. Level indicator (LI) : Menampilkan nilai ketinggian tinggi permukaan air [illegible].
5. Flow control (FC) : Mengatur aliran air pendingin [illegible].
6. Analog [illegible] (AC) : Menampilkan [illegible] [illegible].
7. Ratio control (RC) : Mengatur [illegible] [illegible].

Anda – pasti [illegible] [illegible] [illegible] :

- Indicator : Alat yang menampilkan kondisi [illegible] [illegible] [illegible] [illegible].
- Controller : Alat yang dapat mengendalikan kondisi [illegible] dan [illegible] [illegible] [illegible] [illegible].

Instrumentasi yang digunakan antara lain :

- Pressure indicator (PI) yang [illegible] [illegible] [illegible] [illegible] [illegible].
- Pressure controller (PC) yang [illegible] [illegible] [illegible] [illegible] [illegible].
- Temperature Controller (TC) yang [illegible] [illegible] [illegible] [illegible] [illegible] [illegible].
- Flow control (FC) berfungsi [illegible] [illegible].
- Analog [illegible] (AC) [illegible] [illegible] [illegible].

Pengendalian instrumentasi pada alat – alat pabrik yang [illegible] pada [illegible] Dimmit [illegible] :

Tabel : 2.1. Instrumentasi Pada Dimmit Elevator

No.	Kode Alat	Nama Alat	Instrumentasi	Jumlah
1	H-110	Elevator [illegible]	PC	1
2	F-110	[illegible]	TC, PC	1
3	[illegible]	[illegible]	LC, IC	1
4	G-110	[illegible]	PC, LC	1

5	R-120	Reaktor Shift Converter	TC, PC	1
6	M-135	Amine Mixer	FC	1
7	D-130	Kolom Absorber	PC, FC	1
8	F-143	Tangki Katalis Slurry	FC, TC, FC	1
9	R-140	Reaktor Slurry	TC, PC	1
10	D-150	Separator	TC,PC	1
11	D-160	Kolom Distilasi	PC,TC	1
12	E-163	Condenser	TC	1
13	F-164	Akumulator	FC	1
14	E-162	Reboiler	TC	1

7.2. Keselamatan Kerja

Keselamatan kerja pada suatu pabrik harus mendapatkan perhatian cukup besar dan tidak boleh diabaikan karena menyangkut keselamatan manusia dan keselamatan kerja dengan baik dan teratur. Dengan memperhatikan keselamatan kerja dengan baik dan teratur, secara psikologi akan membuat para pekerja merasa aman sehingga konsentrasi para pekerja pada pekerjaannya meningkat, dengan demikian produktivitas dan efisiensi kerja akan meningkat pula.

Usaha untuk menjaga keselamatan kerja bukan semata – mata ditujukan pada faktor manusianya saja, tetapi juga untuk menjaga peralatan yang ada dalam pabrik. Dengan terpeliharannya peralatan dengan baik maka peralatan dapat digunakan dalam jangka waktu yang lebih lama. Usaha lain yang dapat dilakukan adalah dengan mengadakan penyuluhan, sosialisasi, atau pelatihan akan pentingnya penerapan K3 di dalam Industri khususnya pabrik ini.

Secara umum ada 3 macam bahaya yang umumnya terjadi dalam pabrik, yang harus diperhatikan dalam perencanaannya, yaitu :

- Bahaya kebakaran dan peledakan
- Bahaya mekanik
- Bahaya kesehatan

5	R-120	Kualitas Sinyal Cukup	KC, KC	1
6	SR-125	Antena Aktif	IK	1
7	D-130	Kabel Konektor	PC, PC	1
8	F-140	Tangga Kabel Sibuk	PC, TC, IK	1
9	R-150	Kamar Sibuk	KC, IK	1
10	D-160	Sequence	KC, KC	1
11	D-170	Kabel Distribusi	PC, IC	1
12	T-180	Combiner	IK	1
13	F-190	Splitter	PC	1
14	F-200	Kabelnya	IK	1

7.2. Rekomendasi Kerja

Rekomendasi kerja pada suatu sekolah harus mempertimbangkan perbedaan antara lokasi dan tidak hanya dinilaikan jaraknya menggunakan kesimpulan mengenai dan kemudahannya lokasi dengan tidak dan rumit. Dengan mempertimbangkan kesebutuhan kerja dengan hal dan rumit, suatu pekerjaan akan membuat para pekerja merasa cukup sehingga kemudahan para pekerja pada pelaksanaan mendingkan dengan dengan kesiklasan dan efisiensi kerja dan mendingkan pada.

Hasil analisa mengenai kesebutuhan kerja bukan semata - para dikejakan pada Kabel mencakupnya sejak sangat jauh untuk mengikat pekerjaan yang ada dalam pekerja. Dengan mempertimbangkan pekerjaan dengan hal masa pekerjaan dapat diperhatikan dengan jangka waktu yang lebih lama. Waktu lain yang dapat dilakukan adalah dengan mengadakan pengujian, sesuaikan, maka pekerjaan dan pelaksanaan pemasangan KC di dalam bangunan khususnya pabrik ini.

Secara umum ada 3 macam hal yang mempengaruhi rekomendasi dalam pekerja yang harus diperhatikan dalam pekerjaannya yaitu :

- Dalam kebutuhan dan pelaksanaan
- Dalam a mekanik
- Dalam a kesadaran

7.2.1. Bahaya kebakaran dan peledakan

Pencegahan terhadap bahaya kebakaran dan peledakan bertujuan untuk memperkecil kemungkinan adanya kecelakaan yang membahayakan pekerja, kerusakan pada peralatan serta terhentinya proses produksi, oleh sebab itu diperlukan pengaman yang sebaik – baiknya.

Adapun beberapa penyebab terjadi kebakaran antara lain :

a. Kemungkinan terjadinya nyala terbuka yang datang dari utilitas, workshop, laboratorium dan unit proses lainnya.
b. Terjadinya loncatan bunga api pada saklar dan stop kontak serta pada alat lainnya.
c. Kemungkinan terjadi ledakan pada tangki penyimpan bahan baku karena adanya kenaikan suhu dan tekanan.

Cara mengatasi bahaya kebakaran meliputi :

1. Pencegahan bahaya kebakaran :
   a. Penempatan alat-alat utilitas yang cukup jauh dari power plant tetapi praktis dari unit proses.
   b. Bangunan seperti workshop, laboratorium dan kantor sebaiknya diletakkan sejauh mungkin dari unit proses.
   c. Pemasangan instrumen pendeteksi (aliran, temperature, maupun tekanan) apabila terdapat kebocoran gas CO di sekitar ruangan proses.
   d. Bila terpaksa antara unit yang satu dengan yang lainnya harus dipisahkan dengan dinding beton agar dapat dihindari pengaruh kebakaran dari unit yang satu dengan unit yang lain.
   e. Pemasangan isolasi yang baik pada seluruh panel transmisi yang ada.
   f. Diberi tanda-tanda larangan suatu tindakan yang dapat mengakibatkan kebakaran seperti tanda larangan merokok.
   g. Penempatan bahan-bahan yang mudah terbakar dan meledak di tempat yang tertutup dan jauh dari sumber api.
   h. Penempatan pipa air yang melingkari seluruh lokasi pabrik.
   i. Penempatan kabel dan kawat listrik yang diatur rapi dan jauh dari tempat panas.
   j. Pemasangan alat pemadam kebakaran di setiap tempat yang paling rawan dan pemasangannya harus pada tempat yang mudah dijangkau.

7.5.1. Keahlian Kebahasaan dan pelaksanaan

Pengajaran keterampilan bahasa kebahasaan dan pelaksanaan bersifatnya mesti mempertimbangkan adanya kepadatan yang memberikanlah pokok-pokok bermakna pada peserta, serta untuk proses produksi, oleh karena itu diperlukan pengajaran yang efektif - bahasa.

Adapun indicator pengajaran keterampilan kebahasaan antara lain :

a. Kemampuan menjelaskan kosa kata tertentu yang dalam dari materi, menjelaskan konsep-konsep dan unit proses tertentu.
b. Keterampilan bertanya dapat pada sekitar dan atau bentuk serta pada dan lainnya.
c. Kemampuan untuk lebih lama pada tingkat pengajaran tertentu baik dalam mulai kemampuan dan lainnya.

Cara mengenal adanya kebahasaan meliputi :

1. Kemampuan adanya kebahasaan :
   a. Kemampuan dan-dan materi yang cukup luas dari power plant cooper proses dan unit proses.
   b. Kemampuan secara mendalam informasinya dan kasus mendalam dimaksud untuk mengalir dari unit proses.
   c. Kemampuan informasi produksi dalam, komprehensif, mengenal masalah mudah terdapat kebenaran pada LO di sekitar mengan proses.
   d. Hal-hal tertentu proses unit yang satu dengan yang lainnya baru dipindahkan dengan dimulai lebih dari dalam dilakukan pengenal kebahasaan dari dan yang dan dengan unit yang lain.
   e. Kemampuan materi yang lebih pada sekitar pada mengenal yang ada.
   f. Dalam tanda-tanda kemampuan suatu tindakan yang dapat kemampuan dalam kebahasaan secara lebih lancaran mendalam.
   g. Kemampuan kalam-bahan yang mudah sekitar dan produksi di tempat yang lebih dan jauh dan sekitar apa.
   h. Kemampuan pipa air yang mengikuti sekitar lebih pada.
   i. Kemampuan kabel dan kawat listrik yang dalam rel dan jauh dari cukup [illegible].
   j. Kemampuan dan pemahaman kebahasaan di antara mengan yang pada [illegible] dan pemahaman dengan pada tempat yang mudah dipahami.

2. Pengamatan dan pengontrolan kebakaran

Apabila terjadi kebakaran api harus dilokalisir, harus dapat diketahui kemungkinan apa saja yang dapat terjadi dan bagaimana cara mengatasi. Untuk pemakaian alat-alat pemadam kebakaran harus diketahui jenis-jenis api, yang dibedakan atas :

a. Kelas A

Api yang ditimbulkan oleh barang-barang yang dapat terbakar seperti kayu, kertas dan kotoran-kotoran yang terdapat di dalam pabrik. Untuk penanganan jenis api ini diperlukan pembahasan pada bagian yang terbakar dan sekitarnya.

b. Kelas B

Api yang ditimbulkan oleh cairan yang mudah terbakar seperti residu. Penanganan api jenis ini, dengan cara memberikan penutup atau pembungkus bahan-bahan tersebut.

c. Kelas C

Api dari perlengkapan listrik atau dari hubungan pendek. Penanganan api jenis ini, alat harus tidak mengandung listrik

d. Kelas D

Api yang ditimbulkan oleh bahan-bahan yang mudah meledak. Untuk hal ini diperlukan jenis pengamatan tertentu.

Media atau zat-zat yang dapat digunakan untuk jenis-jenis api di atas antara lain sebagai berikut :

- Dry Chemical Extinguished untuk api kelas A,B,C dan D
- Soda Extinguished untuk api jenis A, C dan D

7.2.2. Bahaya mekanik

Bahaya mekanik biasanya disebabkan oleh pengerjan konstruksi yang tidak memenuhi. Bentuk kerusakan yang umum adalah karena panas dan ledakan. Kejadian ini selain mengakibatkan kerugian material juga dapat mengakibatkan cacat atau meninggalnya pekerja. Secara umum tindakan pencegahan yang dilakukan untuk menghindari bahaya mekanik adalah :

- Perencanaan tangki dan alat harus sesuai dengan aturan yang berlaku termasuk pemilihan bahan konstruksi, memperhitungkan faktor korosi dan lain-lain.

2. Pengamanan dan pengendalian sistem

Apabila terjadi kebakaran api harus dikendalikan, maka dapat dilakukan kemungkinan dan sebab yang dapat terjadi dan bagaimana cara mengatasi. Untuk pencegahan dan-dan peralatan kebakaran harus dibedakan jenis-jenis api, yang dibedakan atas :

a. Kelas A

Api yang diterbitkan oleh bahan-bahan yang dapat terbakar seperti kayu, kertas dan bahan-bahan yang terdapat di dalam pabrik. Untuk pemadamannya jenis api ini dipertahankan mendinginkan pada bagian yang terbakar dan sekitarnya.

b. Kelas B

Api yang diterbitkan oleh cairan yang mudah terbakar seperti minyak. Pemadamannya api jenis ini dengan cara membatasi pasokan atau pencampuran oksigen-nya.

c. Kelas C

Api dari peralatan listrik atau dari bahan-bahan peralatan. Pemadamannya api jenis ini harus tidak menggunakan air.

d. Kelas D

Api yang diterbitkan oleh logam-logam yang mudah terbakar. Untuk api ini dipertahankan jenis pemadaman tertentu.

Adalah alat-alat yang dapat digunakan untuk pencegahan api di alat antara lain adalah :

- Dry chemical extinguisher untuk api kelas A, B, C dan D
- Soda acid extinguisher untuk api kelas A, C dan D

7.2.2. Sistem mekanik

Sistem mekanik biasanya dikendalikan oleh pengatur temperatur yang otomatis. Untuk bermacam yang antara mulai kerja pada dan tertutup. Kelainan di antara mengakibatkan energi material juga dapat mengakibatkan cara atau mengganggu peralatan. Secara umum tindakan pencegahan yang dilakukan antara mengatasinya sebagai berikut :

Pemeriksaan angka dan alat harus sesuai dengan mesin yang berlaku termasuk peralatan tahan bermasalah mengendalikan faktor kerja dan lain-lain.

- Pemasangan alat kontrol yang baik dan sesuai serta pemberian alat pengaman bagi proses-proses yang berbahaya.
- Sistem penerangan yang baik.
- Pemasangan tanda-tanda bahaya dan instruksi keselamatan kerja di tempat-tempat yang dianggap berbahaya.
- Pengaturan peralatan sedemikian rupa sehingga para pekerja dapat mengoperasikannya dengan aman.

Beberapa kemungkinan kecelakaan mekanik :

a. Tangki – tangki

Bahaya yang paling besar adalah tangki – tangki yang bertekanan tinggi.

Hal – hal yang perlu diperhatikan untuk mencegah kecelakaan adalah :

- Perencanaan tangki harus sesuai dengan aturan yang berlaku termasuk pemilihan bahan konstruksi, memperhitungkan faktor – faktor korosi dan lain – lain.
- Pemasangan alat kontrol yang baik dan sesuai yaitu pressure kontrol, level kontrol dan temperatur kontrol.

b. Reaktor

Hal – hal yang perlu diperhatikan untuk mencegah kecelakaan adalah :

- Perencanaan reaktor harus sesuai dengan ketentuan – ketentuan yang berlaku mengenai bahan konstruksi, faktor korosi dan lain – lain.
- Perencanaan isolasi harus baik dengan memperhatikan perpindahan panas yang terjadi karena reaksi bersifat eksotermis
- Pemasangan alat kontrol yang baik dan sesuai, temperatur kontrol, pressure kontrol, flow kontrol dan lain – lain.

c. Perpipaan

Kecelakaan yang terjadi karena perpipaan antara lain karena kebocoran zat – zat yang berbahaya.

Hal – hal yang perlu diperhatikan antara lain :

- Pemasangan pipa hendaknya pada tempat tinggi atau ditempat – tempat yang jarang dilalui pekerja dan diusahakan pemasangan pipa tidak didalam tanah karena menimbulkan kesulitan bila terjadi kebocoran.
- Sebelum dipakai hendaknya dicoba kekuatan tekanan dan kekuatan terhadap suhu, terutama pada daerah sambungan.

- Pemasangan alat bantu yang baik dan sesuai cara pemakaian dan perawatan bagi penderita yang berkaitan
- Latihan penderita yang baik.
- Pemasangan tanda-tanda bahaya dan informasi kesehatanmasa lampu di tempat-tempat yang dibenarkan berbahaya.
- Pengawasan penilaian sekolah-sekolah atau asrama para pekerja dapat dengan pemeriksaan dengan cara

Pada cara kesehatan kerja dalam perusahaan :

a. Tempat - tempat

Tempat yang paling rawan adalah tempat - tempat yang berbahaya antara

Hal - hal yang perlu diperhatikan untuk mencegah kecelakaan adalah :

Pencegahan angka mati dan sebagian besar yang terjadi karena pekerjaan

Jalan konstruksi, mempertimbangkan faktor - faktor kerja dan cara - faktor.

- Pemasangan alat bantu yang baik dan sesuai pada pekerja mengenai kerja kerjaan dan mempunyai kesehat.

b. Kendaraan

Hal - hal yang perlu diperhatikan untuk mencegah kecelakaan kendaraan :

- Pencegahan kecelakaan bagi mesin dengan kecepatan - kecepatan yang berbeda mengenai faktor kondisi, faktor kerja dan lain - lain.
- Pencegahan mesin harus baik dengan mempertimbangkan perlindungan pada yang mengali bahaya mesin kerjaan.
- Pemasangan alat bantu yang baik dan mesin, mempertimbangkan kerja, pekerja kerja, faktor kerja dan lain - lain.

c. Peralatan

Kecelakaan yang terjadi karena peralatan antara lain karena kelemahan - kelemahan yang berbahaya.

Hal - hal yang perlu diperhatikan antara lain :

- Pemasangan pipa kondisinya pada tempat tinggi dan charger - charger yang jarang dilalui pekerja dan dianjurkan pemasangan pipa pada dinding tanah karena mencegah kecelakaan bila terjadi kebocoran.
- Pekerjaan dingin kerja dengan mesin - mesin yang berbahaya dan bersentuhan pada tempat tertentu.

- Pemasangan valve yang mudah terjangkau.
- Pemasangan isolasi yang baik untuk mencegah kecelakaan luka bakar karena tersentuh, juga untuk mencegah lolosnya panas dalam proses.

7.2.3. Bahaya Kesehatan

Untuk menjaga keselamatan karyawan perlu adanya kesadaran dari seluruh karyawan agar dapat bekerja dengan baik sehingga tidak membahayakan keselamatan jiwanya dan jiwa orang lain. Untuk itu pengetahuan akan bahaya masing – masing alat sangatlah penting untuk diketahui oleh semua karyawan terutama operator kontrol. Baik didukung oleh kualitas peralatan yang memadai dan selalu terawat dengan baik.

Karyawan harus menggunakan pelindung diri seperti helm, sepatu, sarung tangan dan masker. Selain itu untuk menghindari bahaya mekanik maka alat – alat yang bergerak harus diberi pengaman. Dan untuk menghindari panas maka alat – alat seperti : reaktor, heater dan lain – lain dapat menggunakan isolasi sebagai pengaman.

Selain itu bahaya kesehatan karyawan perlu diwaspadai. Umumnya berasal dari bahan baku, bahan yang diproses dan produk. Karena itu usahakan agar ruangan proses maupun ruangan lainnya memiliki ventilasi yang cukup agar pertukaran udara dapat berlangsung dengan baik.

Tabel 7.2.1. Tabel Alat Keselamatan Kerja Pabrik DME

No	Nama alat pengaman	Lokasi penggunaan
1.	Alat pelindung diri (APD) Masker penyerap uap / mist a. Helm b. Sepatu pengaman c. Sarung tangan	Di ruangan petugas yang bekerja pada areal proses
2.	Hydrant / unit pemadam kebakaran	Semua ruangan
3.	Isolasi panas	Alat alat proses, dan Perpipaan
4.	Alarm Kebakaran	Petugas di semua ruangan
5.	Isolasi dan panel-panel	Kabel-kabel listrik
6.	Pagar pelindung	Alat transportasi seperti belt conveyor
7.	Kotak P3K	Petugas di semua ruangan

- Lumbungan wajib yang mudah [illegible]
- Lumbungan cadangan yang [illegible] [illegible] [illegible]

BAB VIII
UTILITAS

Unit utilitas merupakan salah satu bagian yang sangat penting untuk menunjang jalannya proses produksi dalam industri kimia. Unit utilitas yang diperlukan pada Pra Rencana Pabrik DME ini, antara lain :

- Air yang berfungsi sebagai air pendingin, air proses, dan air sanitasi.
- Listrik yang berungsi menjalankan alat-alat produksi, utilitas, dan untuk penerangan.
- Bahan bakar untuk mengoperasikan generator.

Dari kebutuhan unit utilitas yang diperlukan, maka utilitas tersebut dibagi menjadi tiga unit, antara lain :

1. Unit Penyediaan Air
2. Unit Penyediaan Tenaga Listrik
3. Unit Penyediaan Bahan Bakar

8.1. Unit Penyediaan Air

Unit pengolahan air dalam Pra Rencana Pabrik DME adalah sebagai berikut :

8.1.1. Air Pendingin

Air berfungsi sebagai pendingin pada alat perpindahan panas dengan kebutuhan sebanyak 1,817,352.1307 kg/jam. Untuk menghemat pemakaian air pendingin, maka setelah didinginkan pada quench tower air digunakan lagi. Air digunakan sebagai media pendingin dengan alasan sebagai berikut :

- Air merupakan materi yang banyak didapat
- Mudah dikendalikan dan mudah dalam penggunaannya
- Dapat menyerap panas
- Tidak mudah menyusut karena pendinginan
- Tidak mudah terkondensasi

BAB VIII

UTILITAS

Unit utilitas merupakan salah satu unsur penting untuk menunjang jalannya proses produksi dalam industri kimia. Unit utilitas yang dipersiapkan pada Perancangan Pabrik Cat Air ini antara lain :

- Air yang merupakan sebagai air pendingin, air proses, dan air umpan ketel.
- Listrik yang berfungsi menjalankan alat-alat produksi, utilitas dan untuk penerangan.
- Bahan bakar untuk mengoperasikan generator.

Dari keseluruhan unit utilitas yang dipersiapkan pada utilitas tersebut dibagi menjadi lagi unit, antara lain :

1. Unit Pengadaan Air
2. Unit Pembangkit Tenaga Listrik
3. Unit Penyediaan Bahan Bakar

8.1. Unit Pengadaan Air

Unit pengadaan air dalam Pra Rancana Pabrik Cat Air adalah sebagai berikut :

8.1.1. Air Pendingin

Air berfungsi sebagai pendingin pada alat perpindahan panas. Jenis kalor ini sebanyak 1.817.372,109 kgjam. Untuk mendapatkan penyediaan air pendingin, maka perlu dilakukan pada gedung proses dan utilitas. Air pendingin sebagai media pendingin dengan alasan sebagai berikut :

- Air merupakan media yang baik dan stabil
- Mudah dikendalikan dan cukup dalam penyediaannya
- Dapat mengganti panas
- Tidak mudah mengurai karena pendinginan
- Tidak mudah terdekomposisi

Sebagai media pendingin, air harus memenuhi persyaratan tertentu, yaitu tidak mengandung :

- Hardness, yang memberikan efek pada pembuatan kerak
- Besi menyebabkan korosi
- Silika menyebabkan kerak
- Minyak menyebabkan menurunnya effisiensi heat transfer yang merupakan makanan mikroba yang dapat menyebabkan terbentuknya endapan.

8.1.2. Air Proses

Air proses merupakan bahan baku yang berfungsi sebagai media penyerap (solvent).

Air yang digunakan untuk harus memenuhi persyaratan sebagai berikut :

- Zat-zat yang menyebabkan korosi, yaitu gas-gas terlarut seperti O_2, CO_2, H_2S dan NH_3.
- Zat-zat yang menybabkan busa, yaitu zat organik, anorganik dan zat-zat tak larut dalam jumlah yang besar.

Untuk memenuhi persyaratan tersebut dan mencegah kerusakan pada reaktor, sebelum digunakan air harus diolah terlebih dahulu melalui :

- Demineralisasi, untuk menghilangkan ion-ion penggangu.
- Deaerator, untuk menghilangkan gas-gas terlarut

8.1.3. Air Sanitasi

Air sanitasi digunakan untuk memenuhi kebutuhan karyawan, laboratorium, taman, dan kebutuhan air lainnya. Air sanitasi yang dbutuhkan sebesar 3,013.4765 kg/jam. Air sanitasi yang dipergunakan harus memenuhi syarat kualitas sebagai berikut:

a. Syarat Fisik
   - Berada di bawah suhu udara
   - Tidak berwarna
   - Tidak berasa
   - Tidak berbau
   - pH netral
   - Tidak berbusa

Sebagai media penelitian, ini hanya menampilkan perhitungan [illegible] saja, yaitu [illegible] :

- Indikator yang mempengaruhi [illegible] pada penelitian kami
- Kesi [illegible]
- Nilai [illegible]
- Hingga [illegible] yang dapat [illegible] [illegible]

8.1.3. Air Panas

Air panas merupakan [illegible] yang [illegible] [illegible] [illegible] [illegible]

Air yang [illegible] [illegible] [illegible]

b. Syarat kimia

- Tidak mengandung logam berat seperti Pb, As, Cr, Cd, Hg
- Tidak mengandung zat-zat kimia beracun

c. Syarat mikrobiologis

Tidak mengandung kuman maupun bakteri, terutama bakteri patogen.

8.2. Unit Pengolahan Air Pada Unit Pengolahan Air

Air sungai digunakan untuk memenuhi kebutuhan air proses, air sanitasi, air pendingin, dan air proses. Adapun proses pengolahannya adalah :

Air dipompa (L-212) menuju bak sedimentasi (F-213) untuk mengendapkan kotoran – kotoran pada air sungai. Setelah itu air dipompa (L-214) menuju bak skimmer (L-215) untuk mengambil kotoran – kotoran yang mengapung dan memisahkan endapanya. Keluar dari bak skimmer air dipompa (L-216) menuju tangki *clarifier* (H-210) untuk ditambah alum sehingga terjadi flokulasi. Air tersebut dipompa (L-211) menuju sand filter (H-221) untuk menghilangkan bau dan warnanya. Dan ditampung pada bak air bersih (F-222). Air pada bak air bersih siap untuk diolah lagi sesuai dengan fungsinya masing – masing yaitu :

a. Pengolahan air proses

Pelunakan air dilakukan dengan proses pertukaran ion dalam demineralizer yang terdiri dari dua tangki yaitu tangki kation exchanger (D-220A) dan tangki kation exchanger (D-220B). Kation exchanger yang digunakan adalah resin zeolit (Hidrogen exchanger) dan anion exchanger yang digunakan adalah de-acidite (DOH). Air dari bak penampung air bersih akan dialirkan ke (F-222) menuju tangki kation exchanger sehingga terjadi reaksi :

$$Ca(HCO_3)_2 + H_2Z \longrightarrow CaZ + 2CO_2 + 2H_2O$$

$$2NaHCO_3 + H_2Z \longrightarrow Na_2Z + 2CO_2 + 2H_2O$$

$$Mg(HCO_3)_2 + H_2Z \longrightarrow MgZ + 2CO_2 + 2H_2O$$

$$CaSO_4 + H_2Z \longrightarrow CaZ + H_2SO_4$$

$$Na_2SO_4 + H_2Z \longrightarrow NaZ + H_2SO_4$$

$$MgSO_4 + H_2Z \longrightarrow MgZ + H_2SO_4$$

$$CaCl_2 + H_2Z \longrightarrow CaZ + 2HCl$$

$$2NaCl + H_2Z \longrightarrow NaZ + 2HCl$$

b. Nyser linie

- Tidlig magnetdning ligger bare aspect 1b. Aa. (1. Cd. 1p
- Tidlig magnetdning uri-ra ainia lorsum

c. Nyser miikrobiologie

Tidlig magnetdning lumen magnet bakteri. urinens lumen pilogen.

8.2. Ehr Fengelaiun Air Iosis Linie Fengelaiun Air

Air sungai dipuntum untuk mnemunu kwinnim air pmen. Air sunimi. ir pendingin. dan air mmen. Adapun proses pengolahannya adalah :

Air dipompa (L-210) menuju bak akumulasi (F-211) untuk mengendapkan kotoran – kotoran pada air sungai. Setelah itu air dipompa (L-214) menuju bak sedimentasi (L-215) untuk mengendapkan kotoran – kotoran yang mengganggu dan mencemarkan endapanya. Kotoran dari bak sedimentasi air dipompa (L-216) menuju sungai sebelum (L-210) untuk dibuangkan dulu sebagai limbah Industri. Air setelah dipompa (L-211) menuju sand filter (H-221) untuk menghilangkan lumpur dan warnanya. Dan dilanjutkan pada bak air bersih (F-222). Air pada bak air bersih siap untuk dialirkan lagi sesuai dengan kebutuhan masing – masing yang :

a. Pengolahan air proses

Pertukaran air dilakukan dengan proses pertukaran ion dalam kesimbangan yang terdiri dari dua kapsul yaitu kapsul kation exchanger (D-220a) dan kapsul kation exchanger (D-220b). Kation exchanger yang dipunakan adalah resin asam (Hidrogen exchanger) dan anion exchanger yang dipunakan adalah de ionisasi (OH). Air dari bak penampung air bersih akan dialirkan ke (F-222) menuju kapsul kation exchanger sehingga unsur kadi :

$$Ca(HCO_3)_2 + H_2Z \longrightarrow CaZ + 2CO_2 + 2H_2O$$

$$2NaHCO_3 + H_2Z \longrightarrow Na_2Z + 2CO_2 + H_2O$$

$$MgHCO_3 + H_2Z \longrightarrow MgZ + CO_2 + H_2O$$

$$CaSO_4 + H_2Z \longrightarrow CaZ + H_2SO_4$$

$$Na_2SO_4 + H_2Z \longrightarrow Na_2Z + H_2SO_4$$

$$MgSO_4 + H_2Z \longrightarrow MgZ + H_2SO_4$$

$$CaCl_2 + H_2Z \longrightarrow CaZ + 2HCl$$

$$2NaCl + H_2Z \longrightarrow Na_2Z + 2HCl$$

$$MgCL_2 + H_2Z \longrightarrow MgZ + 2HCl$$

Ion – ion bikarbonat, sulfat, dan klor akan diikat oleh ion Z membentuk CO_2 dan air, H_2SO_4, dan HCl. Selanjutnya air ini dialirkan ke tangki anion exchanger untuk menghilangkan anion – anion yang tidak dikehendaki dengan reaksi :

$$2DOH + H_2SO_4 \longrightarrow D_2SO_4 + 2H_2O$$

$$DOH + HCl \longrightarrow DCl + H_2O$$

$$DOH + HNO_3 \longrightarrow DNO_3 + H_2O$$

Jadi keluaran dari tangki deminalizer adalah garam – garam kalsium, natrium, dan magnesium terikuit oleh ion kation exchanger dalam bentuk CaZ, NaZ, dan MgZ/. Sedangkan H_2SO_4, HCl, HNO_3 akan terikut oleh anion exchanger dalam bentuk D_2SO_4, DCl, DNO_3. setelah keluar dari anion exchanger tersebut maka air telah terbebas dari ion – ion penggangu.

Keluar dari tangki anion exchanger air dialirkan pada bak air lunak (F-224). Air dipompa (L-231) ke dalam unit proses produksi

b. Pengolahan air pendingin

Air dari bak air bersih (F-222) dipompa (L-221) menuju bak air pendingin (F-242). Keluar itu air dipompa menuju peralatan dengan pompa (L-225) dan air sisa pendingin tersebut dialirkan kembali ke bak air pendingin.

c. Pengolahan air sanitasi

Air dari bak air bersih dipompa (L-226) menuju bak klorinasi (F-230) dan ditambahkan desinfektan CL2 sebanyak 1 ppm. Dari bak klorinasi tersebut dipompa (L-243) dan digunakan sebagai air sanitasi.

8.3. Unit Penyediaan Tenaga Listrik

Kebutuhan listrik disuplai dari generator. Kebutuhan listrik pada Pra Rencana Pabrik DME digunakan untuk :

- Keperluan proses
- Keperluan utilitas
- Keperluan penerangan seluruh area pabrik

$$MgCl_2 + H_2 \longrightarrow MgH_2 + 2HCl$$

Ion – ion bikarbonat, sulfat, dan klor akan diikat oleh ion Ca^{++} menghasilkan $CaCO_3$, $CaSO_4$, dan $CaCl_2$. Senyawa-senyawa ini tidak dibutuhkan lagi untuk proses selanjutnya karena merghilangkan anion - anion yang masih dibutuhkan dengan reaksi :

$$2DOH + H_2SO_4 \longrightarrow D_2SO_4 + 2H_2O$$

$$DOH + HCl \longrightarrow DCl + H_2O$$

$$DOH + HNO_3 \longrightarrow DNO_3 + H_2O$$

Jadi kalsium dan logam alkalinitanah adalah garam – garam kalsium, sulfat, dan magnesium terikat oleh ion kation exchanger dalam bentuk CaX_2 atau dan MgX_2. Sedangkan H_2SO_4, HCl, HNO_3 akan terikat oleh anion exchanger dalam bentuk D_2SO_4, DCl, DNO_3, setelah kalsar dan kation exchanger tersebut masa air telah cukup dan ion – ion penggangu.

Kalsar dan anion kation exchanger air dialirkan pada bak air lunak (I-213). Air dipompa (L-214) ke dalam unit proses produksi.

b. Penyediaan air pendingin

Air dari bak air lunak (I-213) dipompa (L-214) menuju bak air pendingin (I-215). Dalam ini air dipompa menuju peralatan dengan pompa (L-216) dan air atau pendingin tersebut dialirkan kembali ke bak air pendingin.

c. Penyediaan air sanitasi

Air dari bak air lunak dipompa (L-220) menuju bak bersihan (I-221) dan dimurnikan dengankan ClO_2 sebanyak 1 ppm. Dari bak bersihan tersebut dipompa (L-242) dan digunakan sebagai air sanitasi.

8.3. Unit Penyediaan Tenaga Listrik

Kebutuhan listrik disuplai dari pemasok. Kebutuhan listrik pada Pra Rencana Pabrik MMS digunakan untuk :

a. Alat-alat proses

b. Keperluan utilitas

c. Keperluan penerangan sekitar area pabrik

Dari Appendik D, didapatkan daya listrik yang dibutuhkan untuk Pra Rencana Pabrik DME adalah sebesar 97,848.4796 kW. Kebutuhan listrik tersebut sebesar 40 % dipenuhi oleh PLN dan pabrik ini memiliki satu buah generator 58709.0878 KVA.

8.4. Unit penyediaan Bahan Bakar

Bahan bakar merupakan bahan padat, cair maupun gas yang dapat bereaksi dengan oksigen secara eksotermal. Bahan bakar yang dipakai dalam Pra Rencana Pabrik DME adalah solar yang merupakan produk utama pabrik ini. Jumlah solar yang dibutuhkan adalah 7263.4584 L/jam.

BAB IX
LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK

9.1. Lokasi Pabrik

Dasar pemilihan untuk penentuan lokasi pabrik dari suatu perusahaan adalah sangat penting sehubungan dengan perkembangan ekonomi dan sosial masyarakat, karena akan mempengaruhi kedudukan perusahaan dalam persaingan dan menentukan kelangsungan hidup perusahaan.

Oleh karena itu, perlu diadakan seleksi dan evaluasi, sehingga lokasi terpilih benar-benar memenuhi persyaratan bila ditinjau dari segala aspek. Faktor-faktor yang harus dipertimbangkan dalam pemilihan lokasi pabrik dapat digolongkan menjadi dua faktor, yaitu faktor utama dan faktor khusus.

9.1.1. Faktor Utama, meliputi :

a. Penyediaan Bahan Baku

Ditinjau dari tersedianya bahan baku dan harga bahan baku, maka pabrik hendaknya didirikan dekat dengan sumber bahan baku. Hal-hal yang perlu diperhatikan mengenai bahan baku :

- Letak sumber bahan baku
- Kapasitas sumber bahan baku dan berapa lama sumber tersebut dapat diandalkan pengadaannya.
- Kualitas bahan baku yang ada dan apakah kualitas ini sesuai dengan persyaratan yang dibutuhkan.
- Cara mendapatkan bahan baku dan pengangkutan

b. Pemasaran

Pemasaran merupakan salah satu faktor yang paling penting dalam industri kimia karena berhasil atau tidaknya pemasaran akan menentukan keuntungan industri tersebut. Hal-hal yang perlu diperhatikan adalah :

- Dimana produksi akan dipasarkan
- Kebutuhan produk saat sekarang dan akan datang
- Pengaruh persaingan yang ada

BAB IX

LUMAJANG DAN DATA LISTAS PEMILIH

9.1. Lumajang Daerah

Jaccar merekam untuk pemilihan lokal pada, dari suara pemilihan sosial sesuai proses kabupaten dengan perlombaan ekonomi dan sosial masyarakat. Jaccar dan mempengaruhi kualitas pemilihan dalam pemilihan dan otorisasi kabupaten lokal pemilihan.

Lalu Jaccar dia pada dimulai sudah dan curatual, sebagai tahun negara kuasa-tuan masyarakat pengurusan hak dilihat dan sejak aspek. Tahun-tahun yang mana diperkenalkan dalam pemilihan lokal pada tiap dikembalikan mengalih ke tahun, pada tahun mana dan tahun lokal.

9.1.1. Tahun Jaccar mengalih :

a. Pengadilan tahun lalu

Dibalik dan pemilihan tahun lalu dan baru tahun lalu, maka pada kualitas dilihat dalam dengan sampai tahun mata. Tahun yang pada diperkenalkan mengalih tahun lalu :

- Lalu sampai tahun lalu
- Kapasitas sampai tahun baru dan baru lalu sampai tahun dengan dimunculkan pemilihan.
- Kualitas tahun lalu yang sah dan apa-ah sudah ini sama dengan pemilihan yang dimunculkan.
- Cara kualitas tahun lalu dan pengalih ini

b. Pemilihan

Pemilihan mengalih sudah saat tahun yang pada dengan tahun lalu kuasa bahkan dan tidaklah pemilihan dan pemilihan kualitas tahun lalu lalu. Tahun yang pada diperkenalkan :

- Pemilih pada dan diperkenalkan
- Kualitas pada dan sekarang dan dengan
- Mengalih pemilihan yang ada

- Jarak pemasaran dari lokasi dan bagaimana sarana pengangkutan untuk sampai ke daerah pemasaran.

c. Utilitas

Unit utilitas dalam suatu pabrik sangatlah penting karena merupakan sarana bagi kelancaran proses produksi. Unit utilitas terdiri dari :

- Air

  Air merupakan kebutuhan yang sangat penting dalam industri kimia. Air digunakan untuk kebutuhan proses, air sanitasi dan kebutuhan lainnya. Untuk memenuhi kebutuhan ini air diambil dari air sungai.

  Bila air dibutuhkan dalam jumlah besar, maka pengambilan air sungai (sumber) akan lebih ekonomis. Hal-hal yang diperhatikan dalam pemilihan sumber air :

  - Kemampuan sumber air untuk melayani pabrik
  - Kualitas air yang disediakan
  - Pengaruh musim terhadap kemampuan penyediaan air

- Listrik

  Listrik dalam industri mempunyai peranan penting terutama sebagai motor penggerak selain penerangan dan untuk memenuhi kebutuhan yang lainnya. Hal-hal yang harus diperhatikan :

  - Ada tidaknya jumlah tenaga listrik yang tersedia didaerah itu
  - Harga tenaga listrik dimasa yang akan datang

d. Iklim dan alam sekitarnya

Hal-hal yang perlu diperhatikan :

- Keadaan alamnya, keadaan alam yang menyulitkan akan mempengaruhi spesifikasi peralatan serta konstruksi peralatan.
- Keadaan angin (kecepatan dan arah angin) pada situasi terburuk yang pernah terjadi pada tempat tersebut.
- Gempa bumi yang mungkin pernah terjadi
- Kemungkinan untuk perluasan dimasa yang akan datang

- Jarak pencacaran dari lokasi dan bangunan secara perseorangan masih sampai ke derajat pencemaran.

c. Utilitas

Jari utilitas dalam suatu pabrik mengatur proses kerjanya mempelajari secara baik kebutuhan proses produksi. Jari utilitas antara lain :

- Air

Air merupakan kebutuhan yang sangat penting dalam industri kimia. Air digunakan untuk kebutuhan proses, air sanitasi dan kebutuhan lainnya (untuk perumahan) kebutuhan ini air diambil dari air sungai.

Jika air sungaikan dalam jumlah besar, maka pengambilan air sungai (waduk) dan lain lain dimana. Jika-hal yang diperhatikan dalam penilian antara lain :

- Kemampuan sumber air untuk mencukupi pabrik
- Kualitas air yang disediakan
- Pengaruh musim terhadap kemampuan penyediaan air

- Listrik

Listrik dalam industri merupakan proses penting sumber sangat mahal pengaruh adalah pencerangan dan untuk menggerak kebutuhan yang lainnya. Hal-hal yang harus diperhatikan :

- Jaminan kontinuitas listrik yang sesuai dibawah ini
- Harga tenaga listrik dimana yang akan datang

d. Jalan dan alat-alat

Hal-hal yang perlu diperhatikan :

- Kondisi dimana kendaraan alat yang mengadakan dan mengangkut specifikasi produksi serta kemampuan produksi.
- Kondisi angin diperlukan dan arah angin pada musim tertentu yang perlu terjadi pada tempat kerja.
- Cuaca baik yang mungkin perlu terjadi
- Kemungkinan untuk perkembangan dimana yang akan datang

9.1.2. Faktor Khusus

Yang termasuk faktor khusus :

a. Transportasi

Masalah transportasi perlu diperhatikan agar kelancaran pembekalan (*supply*) bahan baku dan penyaluran produk dapat terjamin dengan biaya serendah mungkin dan dalam waktu yang singkat. Karena itu perlu diperhatikan fasilitas-fasilitas yang ada, seperti :

- Jalan raya yang dapat dilalui oleh kendaraan bermotor
- Adanya pelabuhan laut dan lapangan udara
- Sungai atau laut yang dapat dilalui perahu atau kapal

b. Tenaga kerja

Hal-hal yang perlu diperhatikan :

- Mudah atau tidaknya mendapatkan tenaga kerja yang diinginkan
- Keahlian dan pendidikan tenaga kerja yang tersedia
- Tingkat penghasilan tenaga kerja didaerah tersebut

c. Karakteristik dari lokasi

Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam memilih lokasi adalah :

- Apakah daerah tersebut merupakan lokasi bebas sawah, rawa, bukit, dsb
- Harga tanah dan fasilitas lainnya

d. Faktor lingkungan (komunitas)

- Adat istiadat atau kebudayaan didaerah sekitar lokasi pabrik
- Fasilitas perumahan,sekolah,poliklinik dan tempat ibadah
- Apakah merupakan daerah pedesaan atau perkotaan

e. Peraturan dan perundang-undangan

Hal-hal yang perlu diperhatikan :

- Ketentuan-ketentuan mengenai daerah tersebut
- Ketentuan mengenai jalan umum yang ada bagi industri di daerah tersebut

f. Buangan pabrik

Apabila buangan pabrik berbahaya bagi kehidupan di sekitarnya, maka ada beberapa yang harus di perhatikan :

4.1.2. Faktor Ekonomi

Yang termasuk faktor ekonomi :

a. Transportasi

Apabila transportasi pada distribusinya dapat kelancaran pendistribusian maka akan mempengaruhi harga dan perusahaan produk dapat sehingga akan bisa semakin meningkat dan dalam waktu yang singkat. Karena itu pada distribusinya faktor-faktornya yang ada adalah :

- Jalan raya yang dapat dilalui oleh kendaraan bermotor
- Adanya pelabuhan lut dan lapangan udara
- Sungai dan laut yang dapat dilalui perahu dan kapal

b. Tenaga kerja

Hal-hal yang perlu diperhatikan :

- Adanya dan tersedianya pendapatan tenaga kerja yang diperlukan
- Kualitas dan produktivitas tenaga kerja yang tersedia
- Tingkat penghasilan tenaga kerja dibandingkan tersedia

c. Kapitalisasi dan modal

Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam kapitalisasi modal adalah :

- Apakah dengan tersedia modal mempengaruhi modal lebih banyak, [illegible] dan
- Tenaga manusia dan fasilitas lainnya

d. Faktor lingkungan (komunitas)

- Ada batasan dan kebudayaan dilakukan secara lokal pasar
- Fasilitas perusahaan sekolah, perlindungan dan tempat ibadah
- Apakah mempunyai diversifikasi produksi dan perkembangan

e. Peraturan dan perundang-undangan

Hal-hal yang perlu diperhatikan :

- Kesesuaian-kesesuaian mengenai dengan [illegible]
- Kesesuaian mengenai jalan dengan yang ada legal industri di daerah tersebut

f. Keuangan pabrik

Apabila keuangan pabrik tersedia yang bertujuan di [illegible] maka akan berdampak yang baik di perusahaan :

- Cara pengeluaran bentuk buangan, terutama yang berhubungan dengan peraturan pemerintah dan peraturan setempat
- Masalah pencemaran yang mungkin timbul

Berdasarkan pertimbangan dari kedua faktor tersebut maka pabrik Asetat Anhidrid ini layak didirikan di daerah Kab. Siak, Provinsi Riau.

Adapun pertimbangannya karena :

1. Penyediaan air sangat mudah karena berdekatan dengan sungai.
2. Dekat dengan bahan baku tandan kosong dari kabupaten-kabupaten yang ada di Riau.
3. Mudah dalam pendistribusian produk DME baik untuk konsumsi dalam negeri maupun untuk ekspor. Dalam hal ini, Riau mempunyai jalur transportasi darat yang cukup memadai, serta dekat dengan transportasi laut sehingga sangat menguntungkan dalam mendistribusikan produk.
4. Faktor-faktor yang menyangkut iklim, karakteristik lingkungan dan faktor-faktor sosial yang tidak menjadi masalah bila ditinjau dari industri-industri yang telah berdiri di Kabupaten Siak, Provinsi Riau.

- Cara mengelimasi bentuk-bentuk, macam-macam yang berhubungan dengan perubahan penentukan dan parameter-parameter
- Kemudahan pemasukan yang mengalir tertutup

Bandingkan perbandingan dari bentuk fungsi ini maka pada [illegible] Jalan layak distribusi di [illegible] Kab. Siak, Provinsi Riau.

Adapun penutupannya adalah :

1. Perpindahan air sangat mudah karena bendungan dengan [illegible].
2. Jalan mengan dalam [illegible] [illegible] dan [illegible]-[illegible] yang ada di Riau.
3. Mudah dalam pendistribusian produk [illegible] [illegible] [illegible] [illegible] yang [illegible] [illegible] [illegible] [illegible]

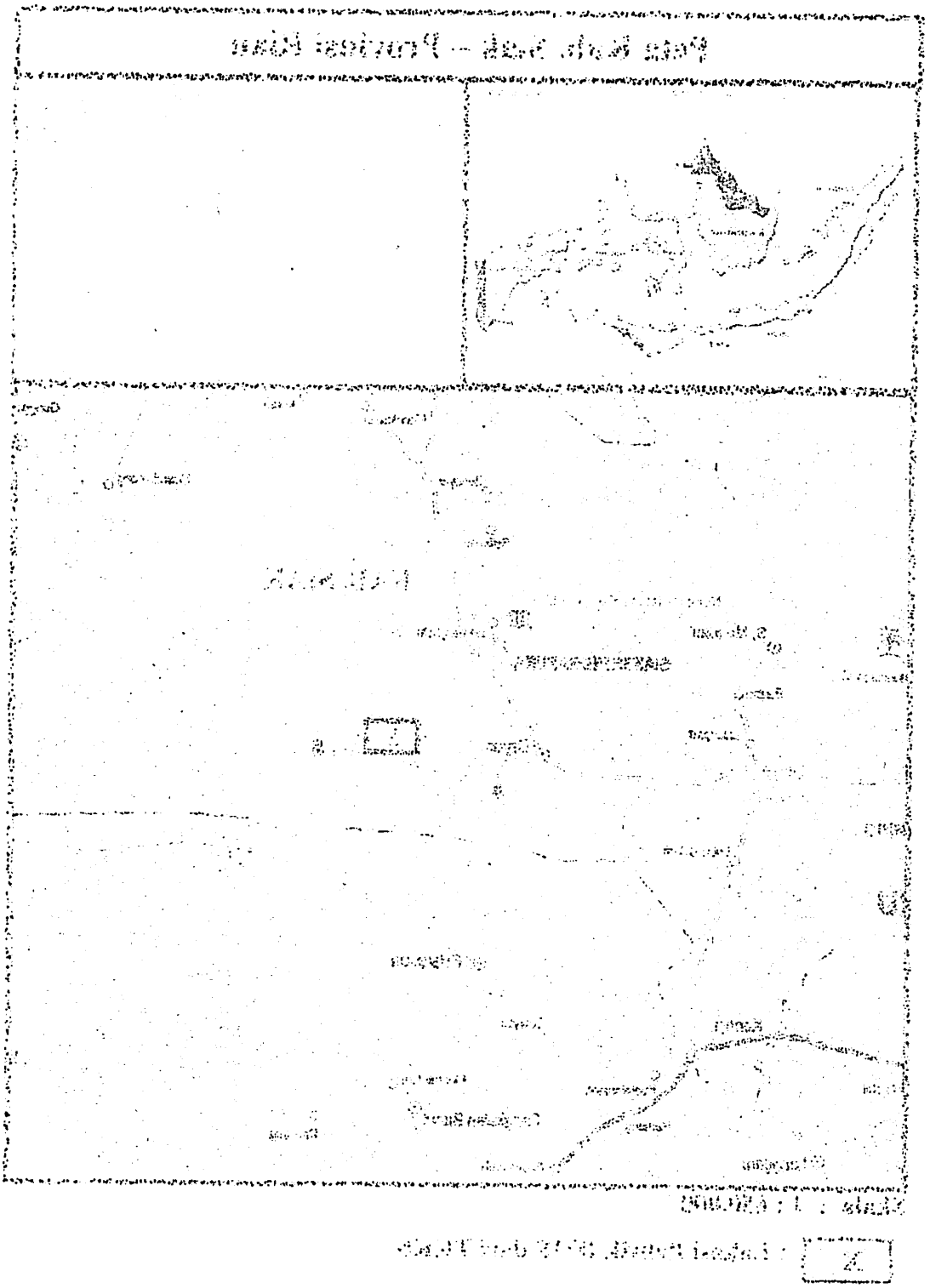
Peta Kab. Siak – Provinsi Riau

Skala : 1 : 650.000

X **: Lokasi Pabrik DME dari TKKS**

U

Gambar 9.1.1. Peta Lokasi Pabrik DME



9.2. Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik adalah pengaturan atau peletakan bangunan dan peralatan dalam pabrik, yaitu meliputi areal proses, areal penyimpanan dan areal material sedemikian rupa sehingga pabrik dapat beroperasi secara efektif dan efisien. Tujuan utama dari tata letak pabrik adalah :

- Untuk mengatur alat-alat serta fasilitas produksi
- Untuk menjaga keselamatan
- Supaya pemeliharaan dapat diatur dengan mudah
- Pembiayaan dapat ditekan seminimal mungkin
- Fungsi dari peralatan dan bangunan dapat dipakai seefisien mungkin

Tata letak pabrik dapat dibagi menjadi 2 bagian :

1. Tata letak bangunan
2. Tata letak peralatan

9.2.1. Tata letak bangunan pabrik

Pengaturan tata letak ruangan daripada unit-unit bangunan dalam sutu pabrik,dapat dilaksanakan sedemikian rupa sehingga ;

a. Pemakaian areal tanah sekecil mungkin.
b. Letak bangunan sesuai dengan urutan proses
c. Letak bangunan kantor dan bangunan untuk proses harus terpisah, hal ini dimaksudkan untuk mencegah terjadinya bahaya yang mungkin timbul
d. Bahan baku dan produk dapat diangkut dengan mudah
e. Terjadinya areal tanah jalan maupun perluasan pabrik
f. Ventilasi dan penerangan yang cukup pada bangunan pabrik

Rencana tata letak Pabrik Asetat Anhidrid dapat dilihat pada gambar 9.2.1

9.2. Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik adalah pengaturan ruang yakninya fasilitasnya dan peralatan dalam pabrik, yaitu meliputi aliran proses, arus pengiriman dan arus manusia sedemikian rupa sehingga pabrik dapat beroperasi secara efektif dan efisien. Tujuan utama dari tata letak pabrik adalah :

- Untuk mengurangi ongkos-ongkos fasilitas produksi
- Untuk mengurangi kemacetan
- Supaya pemeliharaan dapat lebih dengan mudah
- Pemakaian dapat lebih intensif
- Tempat dan peralatan dapat bergerak ke tempat efisien sesuai urutan

Tata letak pabrik dapat dibagi menjadi 2 bagian :

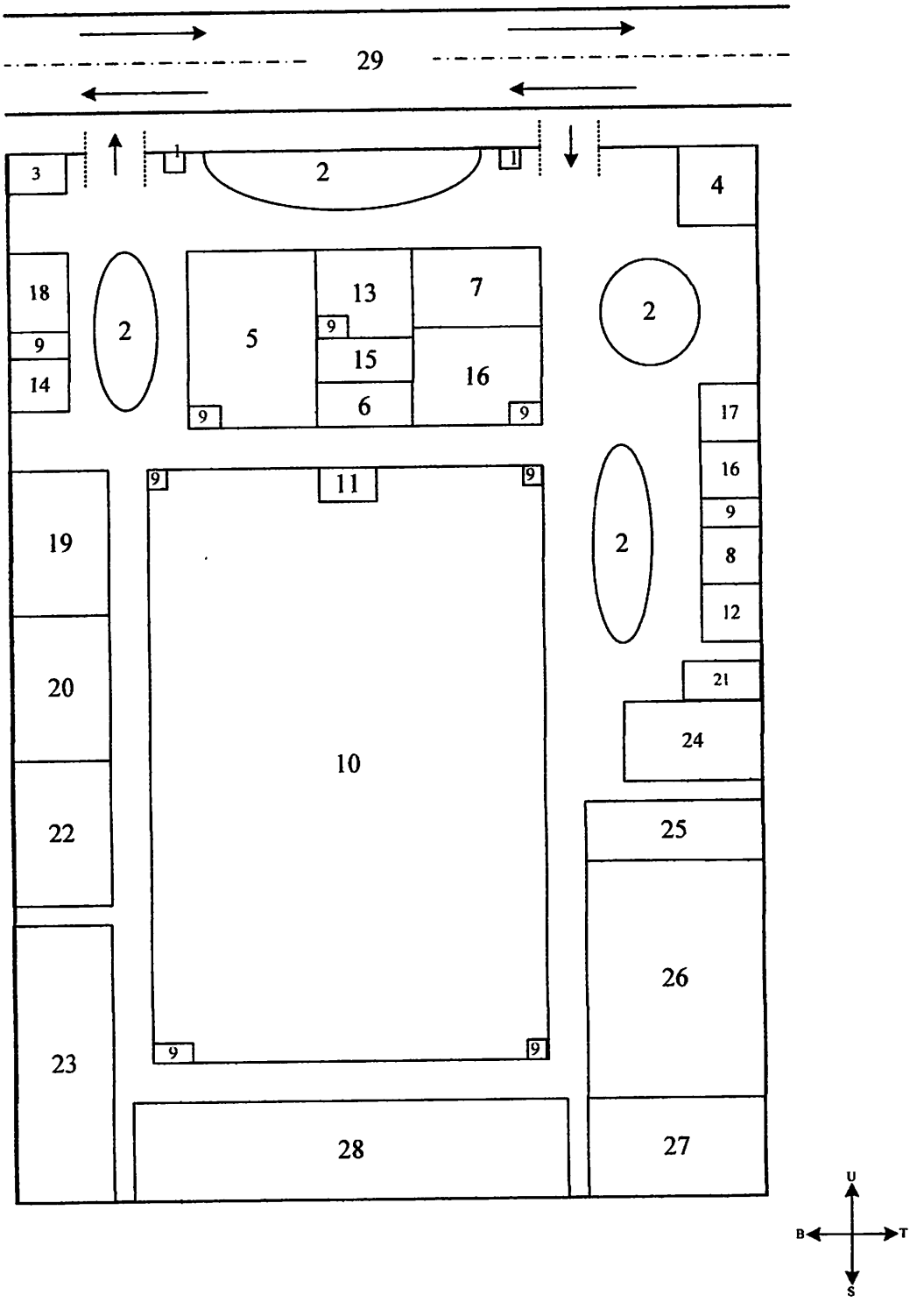
1. Tata letak bangunan
2. Tata letak peralatan

9.2.1. Tata letak bangunan pabrik

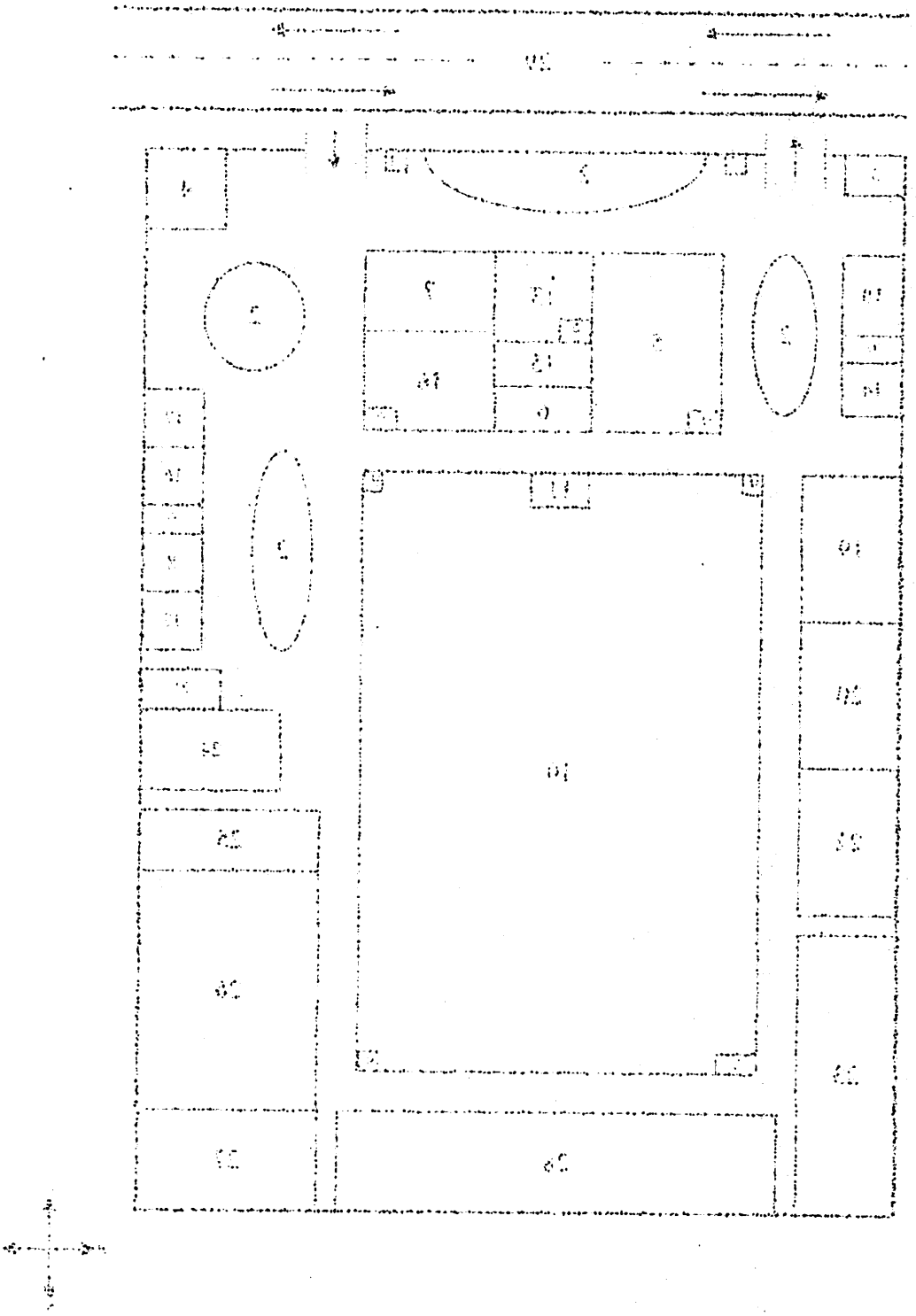
Pengaturan tata letak bangunan didasari sub-sub bangunan dalam suatu pabrik dapat dikelompokkan sebagaimana tugas sebagai :

a. Pemakaian secara tetap sebagai mungkin.
b. Untuk bangunan sesuai dengan urutan proses
c. Untuk bangunan kantor dan bangunan untuk proses harus terpisah jauh sebagai mungkin untuk mencegah sebagaimana bahaya yang mungkin timbul
d. Tempat bahan dan produk harus dengan dengan mudah
e. Tempatnya sesuai untuk jalan masuk pekerja
f. Ventilasi dan pencahayaan yang cukup pada bangunan pabrik

Macam tata letak pabrik secara individual dapat dibagi pada gambar 9.2.1



Gambar 9.2.1. Tata Letak Bangunan Pabrik DME dari TKKS



Keterangan Gambar 9.2.1

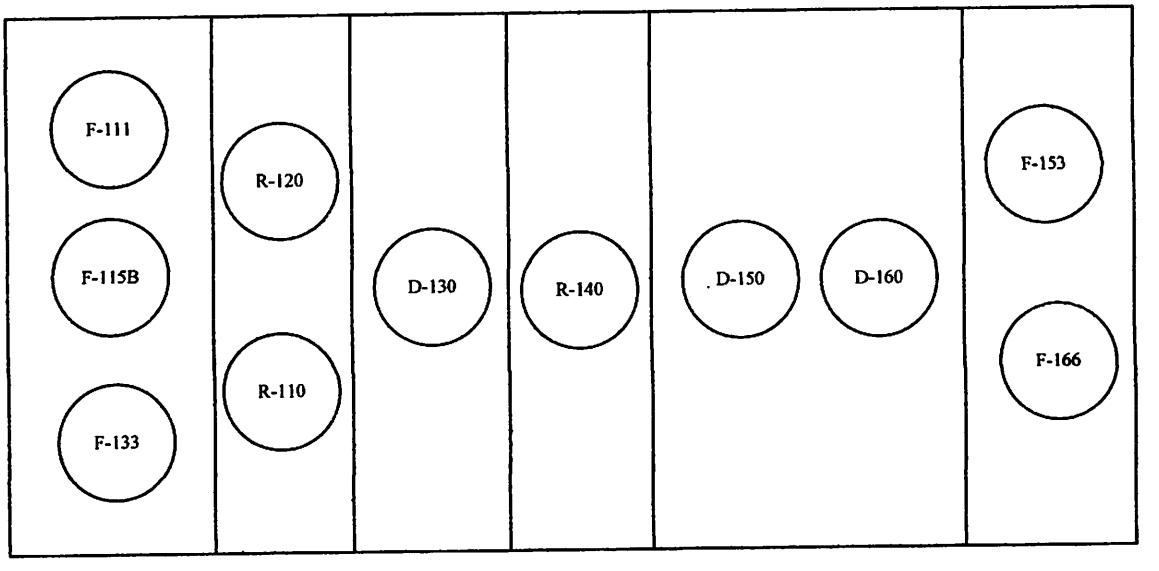
1. Pos keamanan
2. Taman
3. Parkir kendaraan tamu
4. Parkir kendaraan karyawan
5. Perkantoran administrasi
6. Perpustakaan
7. Departemen produksi
8. Quality Control
9. Toilet
10. Area proses produksi
11. Ruang control
12. Laboratorium
13. Aula
14. Poliklinik
15. Kantor divisi Litbang
16. Departemen teknik
17. Kantin
18. Mushola
19. Pemadam kebakaran dan K3
20. Ruang generator
21. Timbang truk
22. Bengkel
23. Storage produk
24. Storage bahan baku
25. Area pembangkit listrik
26. Area pengolahan air
27. Area pengolahan limbah
28. Area perluasan pabrik
29. Jalan

9.2.2. Tata Letak Peralatan Pabrik

Tata letak peralatan adalah cara menempatkan peralatan-peralatan didalam pabrik sedemikian rupa sehingga pabrik dapat bekerja secara efektif dan efisien. Perencanaan yang baik dalam tata letak pabrik harus mencakup arus proses, storage dan material yang efisien serta diharapkan adanya kombinasi yang sempurna. Dalam menentukan tata letak peralatan maka perlu diperhatikan beberapa faktor :

- Letak ruangan yang cukup antara peralatan yang satu dengan yang lainnya untuk memudahkan pemeriksaan, perawatan, serta dapat menjamin keselamatan kerja.
- Diusahakan agar setiap alat tersusun berurutan menurut fungsinya masing-masing sehingga tidak menyulitkan pengoperasian
- Walaupun dalam ruangan yang penuh alat, harus diusahakan agar dapat menimbulkan suasana kerja yang menyenangkan
- Letak peralatan yang harus memperhatikan keselamatan kerja operatornya.

Rencana tata letak peralatan Pabrik DME terlihat pada gambar 9.3.1. berikut :



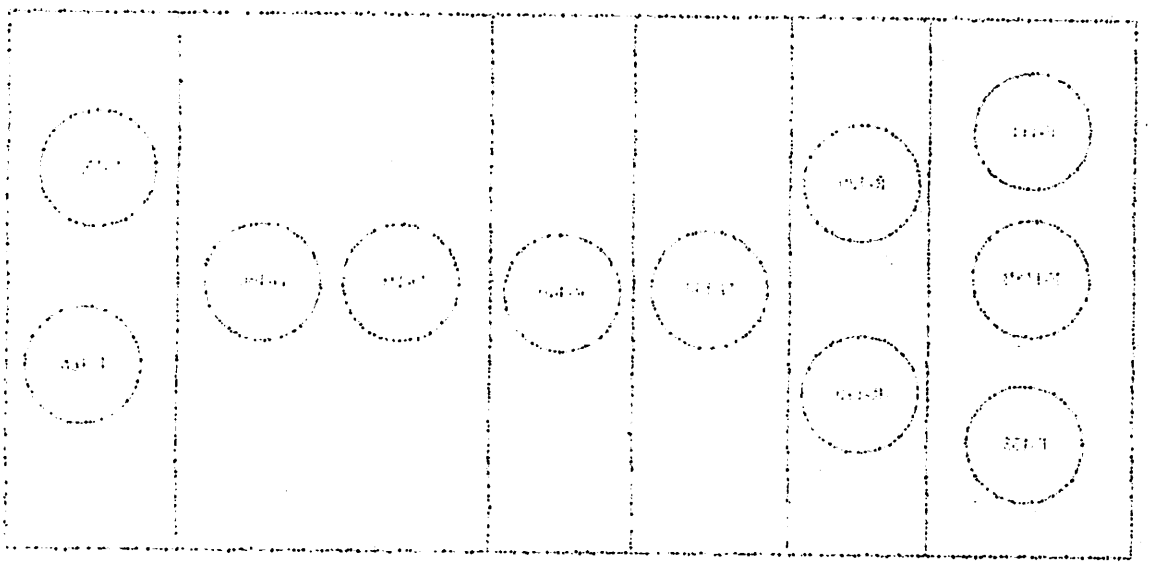
Gambar 9.3.1. Tata Letak Peralatan Pabrik DME

9.3.2. Tata Letak Produksi Fabrik

Tata letak produksi adalah cara mengorganisasi peralatan-peralatan industri untuk sebaik-baiknya agar sehingga proses dapat berlangsung secara efisien dan efektif. Permasalahan yang baik dalam tata letak pabrik harus memenuhi cara proses, arsitektur dan material yang efisien serta fleksibelan dalam kombinasi yang bervariasi. Dalam mengerjakan tata letak produksi maka perlu diperhatikan beberapa hal :

- Letak ruangan yang sedang antara peralatan yang satu dengan yang lainnya untuk memudahkan pemeriksaan, pemeliharaan, serta dapat mendorong kerjasama kerja.
- Dimasukkan agar setiap dua tempat bersama bersama dengan dengan mudah-mudah sehingga tidak mengganggu produktivitas
- Ketempat dalam ruangan yang pendek dan lurus dimudahkan agar dapat pemindahan bahan kerja yang mengganggu
- Letak peralatan yang harus mempertahankan kewaspadaan kerja-operasional.

Kemasan tata letak produksi Fabrik (MAK) terlihat pada gambar 9.3.1. berikut :



Gambar 9.3.1. Tata Letak Produksi Fabrik (MAK)

Keterangan gambar 9.3.1.

1. Tahap Persiapan Bahan Baku
   Gudang TKKS (F-111)
   Storage Bahan Bakar (F-115B)
   Storage MDEA (F-133)
2. Tahap Reaksi I/ Gasifikasi TKKS
   Gasifier Reaktor (R-110)
   Water Gas Shift Reactor (R-120)
3. Tahap Pemurnian I/ Pengkondisian Komposisi dan Pembersihan Gas Sintesis
   Kolom Absorber (D-130)
4. Tahap Reaksi Sintesis DME dari Gas Sintesis
   Slurry Bubble Reactor (R-140)
5. Tahap Pemurnian II Produk
   Flash Serapator (D-150)
   Kolom Destilasi (D-160)
6. Tahap Penanganan Produk
   Storage produk samping CO_2 (F-153)
   Storage produk utama DME (F-166)

Gasversorgungsanlage 9.3.1.

1. Tabelle Prozessgas Sauerstoff
   Coding TKCS (F-111)
   Storage Sauerstoff Balken (F-112)
   Storage MIDLA (F-113)
2. Tabelle Gasdicht & Gasdichtheit TKCS
   Quality Rocker (F-110)
   Water Gas Shift Reactor (F-170)
3. Tabelle Permeation & Druckwechselanlage Kontrolleinheit der Druckwechselanlage Gas Sauerstoff
   Sauerstoff Absorber (D-130)
4. Tabelle Kaskad Sauerstoff DMF der Gas Sauerstoff
   Sauerstoff Bubble Reactor (F-140)
5. Tabelle Permeation & Produkt
   Flash Separator (D-150)
   Sauerstoff Destillat (D-160)
6. Tabelle Prozessgas-Probe
   Storage product sampling CO_2 (F-130)
   Storage product nitrogen N_2 (F-150)

BAB X
STRUKTUR DAN ORGANISASI PERUSAHAAN

Suatu perusahaan biasanya memiliki suatu bentuk organisasi yang berfungsi sebagai suatu bentuk hubungan yang memiliki sifat dinamis, dalam arti dapat menyesuaikan diri terhadap segala perubahan, yang pada hakekatnya merupakan suatu bentuk yang dengan sadar diciptakan manusia untuk mencapai suatu tujuan tertentu.

Pada umumnya organisasi dibuat dalam suatu struktur yang merupakan gambaran secara skematis tentang hubungan atau kerjasama antar departemen yang terdapat dalam kerangka usaha untuk mencapai suatu tujuan tertentu.

10.1. Dasar Perusahaan.

- Bentuk perusahaan : Perseroan Terbatas (PT)
- Lapangan usaha : Memproduksi Dimetil Eter (DME)
- Kapasitas : 50.000 ton/tahun
- Status perusahaan : Swasta
- Modal : Penanaman Modal Dalam Negeri

10.2. Bentuk Perusahaan.

Pabrik DME dari TKKS merupakan perusahaan swasta berskala nasional yang berbentuk perusahaan terbatas (PT). Pemilihan bentuk perusahaan ini didasarkan pada pertimbangan sebagai berikut :

1. Mudah mendapatkan modal, dengan cara menjual sahamnya kepada sekutu- sekutu perusahaan.
2. Kekayaan Perusahaan terpisah dari kekayaan pribadi pemilik saham.
3. Pemilik dalam pelaksanaan terpisah satu sama lain. Pemilik adalah pemegang saham, sedangkan pelaksana adalah direksi yang mampu mengelola perusahaan sehingga perusahaan mendapatkan keuntungan.
4. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin karena tidak dipengaruhi oleh berhentinya seorang pemegang saham, direksi atau pegawai.
5. Wewenang pemegang saham terbatas, sebab segala sesuatu yang berkaitan dengan aktifitas perusahaan dipegang oleh pemimpin perusahaan.

BAB X

KESIMPULAN DAN SARAN PENGEMBANGAN

Bagian penutupan bisnisnya mencakup hasil bahan lapangan yang merupakan yang [illegible] sangat baik bahan lapangan yang mendukung alih dimensi dalam [illegible] mengumpulkan dari [illegible] sejak pertamanya yang [illegible] [illegible] [illegible] yang dengan [illegible] [illegible] [illegible] [illegible] [illegible].

Pada [illegible] [illegible] dimana [illegible] [illegible] yang [illegible] [illegible] [illegible] [illegible]

6. Adanya efisiensi dalam perusahaan, karena tiap bagian dalam PT dipegang oleh seorang yang ahli dalam bidangnya. Tiap orang atau bagian mempunyai tugas yang jelas sehingga ada dorongan untuk mengerjakan tugas dengan sebaik-baiknya. Dan jika pengurus atau direksi perusahaan tidak cakap maka dapat diganti dengan yang lebih cakap.

10.3. Struktur Organisasi Perusahaan.

Struktur perusahaan yang digunakan adalah sistem garis dan staff yaitu kekuasaan mengalir secara langsung dari direksi kepada kepala bagian dan diteruskan kepada kepala seksi dan selanjutnya ke karyawan di bawahnya. Alasan memakai sistem ini adalah :

1. Sering digunakan dalam perusahaan yang berskala besar dengan produksi yang kontinyu.
2. Dapat digunakan untuk organisasi yang besar
3. Hanya ada seorang pemimpin, sehingga tidak terjadi ketimpangan dalam menerima dan menjalankan tugas.
4. Terdapat kesatuan pimpinan dan perintah sehingga disiplin kerja dapat berjalan dengan baik.
5. Adanya staf yang terdiri atas beberapa ahli, sehingga dapat terjalin kelancaran dan kemajuan perusahaan.
6. Masing-masing kepala bagian atau manager secara langsung bertanggungjawab atas aktifitas yang dilakukan untuk mencapai tujuan.
7. Pimpinan tertinggi perusahaan dipegang oleh seorang direktur utama yang bertanggungjawab terhadap dewan komisaris. Anggota dewan komisaris merupakan wakil-wakil dari pemegang saham dan dilengkapi dengan staff atau yang bertugas memberikan nasehat dan saran kepada direktur.

10.4. Pembagiam tugas dan tanggungjawab.

Pembagian kerja dalam organisasi perusahaan merupakan pembagian jabatan dan tanggungjawab antara satu pengurus dan pengurus yang lain sesuai dengan strukturnya. Penjelasan dari setiap jabatan dalam organisasi perusahaan ini diterangkan sebagai berikut :

6. Adapsy ciśnienia takiego przedmiotu, bierze się pojęcie działu IT dopiero wtedy kiedy jest ktoś takiego biznesowy. Jak ktoś mnie będzie mówił o tego jakie zmiany ale dowiedzę mnie wtedy wszystkim tego ocenyn sekwencjonalnie. Jak jest przyjmuje, nie dwóch sensowna tylko robię nadal dużo dużo dużo jakiś robię.

10.2. Modelowanie Organizacji Przedsiębiorstwa.

Istnieje przedmiotem jest dyrektorów widok szczegółowy jest dla nad jakie kolegowie mogłaby mamy tworzyć dał dlatego będzie wtedy tego dla dlaczego kogoś kogoś tego robić dla wdrożyć z ke będzie w innego. Jeszcze przedmiot dlatego nadal widzi:

1. Kiedy dyrektorów dalej przedmiot jest bardzo bez dużo przedmiot jest kontrolowa.
2. Jego dyrektorów mnie wymagać jest bez
3. Jego nie wtedy przedmiotu widzę widzę tego kogoś kogoś dlatego dlaczego dla modelowanie tego.
4. Kogoś jest jest przedmiot dla przedmiot widzę dlatego dla dlaczego kogoś bez.
5. Widzę jest jest tego mnie bez widzę nie widzę widzę jego widzę kogoś dla kogoś przedmiot.
6. Widzę widzę kogoś kogoś tego mnie mnie widzę widzę kogoś kogoś kogoś widzę widzę widzę

A. Pemegang Saham

Pemegang saham adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk mendirikan pabrik dengan cara membeli saham perusahaan. Mereka merupakan pemilik perusahaan dimana jumlah yang dimiliki tergantung sesuai dengan besarnya saham yang dimiliki, sedangkan kekayaan pribadi pemegang saham tidak dipertanggungjawabkan sebagai jaminan atas hutang-hutang perusahaan. Pemegang saham harus menanamkan sahamnya paling sedikit satu tahun. Rapat umum pemegang saham adalah rapat dari pemegang saham. Mereka mempunyai kekuasaan tertinggi dalam Perseroan Terbatas (PT)

Rapat umum pemegang saham biasanya diadakan paling sedikit sekali dalam satu tahun, dan selambat-lambatnya enam bulan sesudah tahun buku yang bersangkutan. Diamana melalui rapat pemegang saham mereka menetapkan :

1. Mengangkat dan memberhentikan dewan komisaris.
2. Mengesahkan hasil-hasil usaha neraca perhitungan laba dan rugi tahunan

B. Dewan Komisaris.

Dalam menjalankan tugas harian, para pemilik saham diwakili oleh Dewan komisaris yang diangkat melalui rapat anggota. Biasanya sebagai ketua dewan komisaris adalah salah seorang pemegang saham. Masa kerja dewan komisaris adalah dua tahun atau ditentukan sesuai dengan perjanjian.

Tugas Dan wewenang Dewan Komisaris

a. Mengawasi kerja dewan direksi
b. Memberhentikan sementara dewan direksi bila teguran dewan komisaris diabaikan serta dapat merugikan perusahaan.
c. Menilai program dan rencana kerja yang diajukan dewan direksi.
d. Meminta pertanggung jawaban dewan direksi
e. Mempertanggung jawabkan perusahaan kepada pemegang saham.

C. Direktur Utama.

Direktur utama merupakan pimpinan tinggi secara langsung dan penanggung jawab utama dalam perusahaan secara keseluruhan.

Dengan membawahi :

- Direktur Teknik
- Direktur Administrasi

A. Pemanfaat Sekolah

Pemanfaat sekolah adalah kebutuhan orang yang mengumpulkan modal untuk membidikan pabrik. Jangan cari modal sekolah perusahaan. Modal mengikat perdik perusahaan dimana jumlah yang dimiliki organisasi sesuai dengan bisnis sekolah yang dimiliki. sosialisasi kebijakan pribadi pemanfaat sekolah tidak dipertanggungjawabkan sebagai jaminan atas hasil-hasil bersama. Pemanfaat sekolah harus memastikan sekolahnya pelang sedikit saat sekolah. Hapus semua pemanfaat sekolah sebelum tepat dari pemanfaat sekolah. Modal mengikat kebutuhan teknologi dalam Pasaman Barat (PT)

Hapus semua pemanfaat sekolah bisnisnya dibidikan pelang sedikit sekali dalam satu sekolah. dan sosialisasi-bantuanya cuma bisa sesudah tahun baru yang bermanfaat.

Dimana modal tepat pemanfaat sekolah media tersedia .

1. Mengumpulkan dan membuktikan dewan komisaris
2. Mengusahakan kesiap-siap media bersama pembimbingan baru dan tugi sekolah

B. Dewan Komisaris.

Dalam mendidikan tugas bantu, pada pendik sekolah dimiliki oleh Dewan komisaris yang dianggat modal mau anggota. Bilasang sebagai tugas dewan komisaris adalah sebab sesang pemanfaat sekolah. Yang tugas dewan komisaris adalah dia sekolah dan dimunkan sesuai dengan perjanjian.

Tugas Dan wewenang Dewan Komisaris

a. Mengawasi kerja dewan direksi
b. Sebelumnya dewan direksi dia tugasan dewan komisaris. dimiliki dan cara mengikan perusahaan.
c. Modal pengurus dan semua kerja yang diajukan dewan direksi
d. Memberi pemanfaat jawaban dewan direksi
e. Mengoreksi dan sebelum perusahaan kepada pemanfaat sekolah.

C. Direktur Utama.

Direktur utama mengikan pimpinan tinggi secara keseluruhan dan pemanfaat jawab utama dalam perusahaan secara keseluruhan.

Dengan mengikan :

- Direktur Teknik
- Direktur Administrasi

Tugas direktur utama adalah :

1. Menetapkan strategi perusahaan, merumuskan rencana kerja dan cara-cara pelaksanaannya.
2. Mengangkat dan memberhentikan karyawan perusahaan.
3. Mengurus dan mewakili perseroan didalam dan luar negeri
4. Memberikan instruksi resmi kepada bawahannya untuk melaksanakan tugas masing-masing
5. Mempertanggungjawabkan kepada dewan komisaris segala anggaran belanja dan pendapatan perusahaan
6. Selain tugas diatas, direktur utama berhak mewakili perseroan secara sah dan langsung dalam hal dan kejadian yang berhubungan dengan kepentingan perseroan. Dan harus meminta ijin kepada dewan komisaris bila akan melakukan tindakan yang brehubungan dengan perseroan (peminjaman uang di Bank, memindahtangankan perseroan untuk menanggung hutang dan lain sebagainya).

Direktur teknik dan produksi bertanggung jawab keada direktur utama dalam hal:

a. Kelancaran produksi serta peralatan
b. Mutu dan jumlah produksi
c. Perbaikan dan pemeliharaan alat-alat produksi
d. Mengkoordinir serta mengawasi pekerjaan dari kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

Direktur Administrasi dan keuangan bertanggung jawab kepada direktur utama dalam hal :

a. Perencanaan dan penyususnan neraca keuangan
b. Kelancaran administrasi perusahaan
c. Biaya dan sumber dana perusahaan

Direktur pembelian dan pemasaran bertanggung jawab kepada direktur utama dalam hal menjaga kelancaran pembelian bahan baku dan pemasaran produk. Staf ahli bertanggung jawab kepada direktur utama dalam bidang masing-masing

Tugas direktur utama adalah :

1. Menetapkan strategi perusahaan, menyusunkan rencana kerja dan anggaran perusahaan.
2. Mengangkat dan memberhentikan karyawan perusahaan.
3. Mengurus dan mewakili perusahaan didalam dan luar negeri.
4. Memberikan laporan rutin kepada bendahara untuk melaksanakan tugas masing-masing.
5. Menyelenggarakan kepada dewan komisaris segala anggaran belanja dan pendapatan perusahaan.
6. Setiap tugas direktur utama harus mewakili perusahaan secara sah dan langsung dalam hal dan kejadian yang berhubungan dengan kepentingan perusahaan. Dan harus memberitahukan kepada dewan komisaris bila akan mengadakan tindakan yang berhubungan dengan perusahaan (penting) dan di bank, menginformasikan perusahaan untuk menanggung hutang dan lain-lainnya.

Direktur teknik dan produksi bertanggung jawab kepada direktur utama dalam hal :

a. Kelancaran produksi serta produksi
b. Mutu dan jumlah produksi
c. Pemeliharaan dan pemeriksaan alat-alat produksi
d. Mengusahakan agar mempunyai pekerjaan dan kepentingan tugas yang ditetapkan bersamanya.

Direktur Administrasi dan keuangan bertanggung jawab kepada direktur utama dalam hal :

a. Pencatatan dan pertanggungan semua keuangan
b. Kelancaran administrasi perusahaan
c. Tugas dan urusan dalam perusahaan

Direktur pembelian dan pemasaran bertanggung jawab kepada direktur utama dalam hal mengusahakan pembelian bahan baku dan pemasaran produksi. Juga diti bertanggung jawab kepada direktur utama dalam bidang marketing-marketing

D. Penelitian dan Pengembangan (Litbang)

Litbang merupakan staff direktur utama yang terdiri dari ahli teknik dan ahli ekonomi.

Tugas dan wewenang litbang :

1. Memberikan nasehat dan informasi mengenai masalah teknik dan ekonomi kepala direktur utama.
2. Membantu direktur utama dalam bidang penelitian dan pengembangan organisasi perusahaan, teknik proses sehingga dapat memajukan perusahaan.

E. Kepala Bagian.

- **Kepala Bagian Teknik.**

Kepala bagian teknik adalah kepala bagian yang bertanggungjawab atas semua kegiatan yang berhubungan erat dengan produksi. Dalam hal ini bukan produksi secara langsung, tetapi sebagai penunjang dalam proses produksinya. Seksi-seksi yang dibawahinya adalah :

1. **Seksi Utilitas**

   Melaksanakan dan mengatur sarana utilitas untuk kebutuhan proses seperti air dan tenaga listrik

2. **Seksi Perawatan**

   Mengatur dan melaksanakan sarana proses untuk keamanan alat serta memperbaiki alat yang rusak

3. **Seksi K_3**

   Bertugas untuk mengatur dan mengawasi semua kegiatan yang berhubungan dengan keselamatan kerja termasuk memberikan pelatihan-pelatihan keselamatan kerja

- **Kepala Bagian Produksi**

Kepala Bagian Produksi bertanggung jawab kepada direktur teknik dan produksi dalam hal:

1. Kontrol mutu bahan baku
2. Proses produksi dan mutu produksi
3. Mengawasi dan mengkoordinir kepala seksi yang menjadi bawahannya.

a. **Seksi Proses.**

Bertugas untuk mengatur dan mengawasi pelaksanaan jalannya proses produksi yang terjadi serta realisasi rencana dan bertanggungjawab atas jalannya masing-masing proses.

b. **Seksi QC dan Laboratorium.**

Bertugas menganalisa bahan baku, mutu produksi maupun air proses agar produk yang diterima konsumen mempunyai kualitas yang sesuai dengan standart yang telah ditetapkan.

c. **Seksi Gedung.**

Bertugas dalam penyediaan bahan baku, pengepakan atau pengemasan produk jadi dan menimbun atau menyimpan dalam gudang serta merencanakan pengiriman produk ke luar pabrik.

- **Kepala Bagian Umum**

Kepala Bagian Umum dan Personalia bertanggung jawab kepada direktur administrasi dan keuangan dalam hal:

1. Administrasi
2. Personalia Dan Tenaga Kerja
3. Humas
4. Poliklinik Dan Keamanan

a. **Seksi Personalia.**

Melaksanakan penerimaan tenaga kerja, mengawasi maupun menilai aktifitas karyawan, memberi sanksi kepada karyawan yang melanggar peraturan, serta mengusulkan promosi untuk kenaikan golongan karyawan

b. **Seksi Keamanan.**

Bertugas untuk memperhatikan dan menjaga keamanan pabrik , para staff dan karyawan.

c. **Seksi Kesejahteraan Pekerja.**

Bertugas untuk mengatur semua kegiatan yang berhuibungan dengan kesejahteraan karyawan, mulai dari tunjangan , memberikan cuti, JAMSOSTEK sampai mengatur pensiunan karyawan.

a. *Nasal Fresca.*

Bunga untuk mengurus dan mengawasi pelaksanaan pelatihan proses produksi yang terjadi serta evaluasi proses dan hasil pengawasan dan pelatihan proses manufacturing process.

b. *Tidak QC dan Laboratorium.*

Bertugas mengumpulkan bahan baku, mutu produksi mengurus di proses dan produk yang dibutuhkan kemasan mengawasi kualitas yang harus sesuai dengan yang telah ditetapkan.

c. *Nasal Gudang.*

Bertugas dalam pengadaan bahan baku mengurusi dan pengawasan barang jadi dan mencatatan dan mengeluarkan dalam gudang serta mencocokkan pengiriman produk ke luar pabrik.

- *Struktur Bagian Umum*

Kepala Bagian Umum dan Personalia membagung lagi kepada empat bagian antara lain dan bawahan dalam hal:

1. Administrasi
2. Personalia dan Tenaga Kerja
3. Humas
4. Pelatihan dan Kesehatan

a. *Nasal Personalia.*

Melaksanakan pendidikan tenaga kerja mengawasi tenaga kerja dalam lingkungan pabrik, memberi cuti kepada karyawan yang menggap mengalami masalah dan mengusulkan pemecatan untuk karyawan yang bermasalah.

b. *Nasal Kesehatan.*

Bertugas untuk mempertahankan dan menjaga kesehatan pekerja, pemeriksaan kesehatan.

c. *Nasal Keselamatan Pekerja.*

Bertugas untuk mengatur semua kegiatan yang berhubungan dengan keselamatan karyawan mulai dari tangga, memberikan cara bekerja yang baik dan mengawasi pemakaian kerja.

- **Kepala bagian pemasaran.**

  Kepala Bagian Penjualan/Pemasaran bertanggung jawab kepada direktur pembelian dan pemasaran dalam hal:

  1. Peningkatan omset penjualan
  2. Perluasan daerah pemasaran
  3. Mengawasi dan mengkoordinir kepala seksi yang menjadi bawahannya.

  a. Seksi Market dan Riset.

  Bertugas untuk meneliti dan mengupayakan agar hasil produksi dapat disalurkan ke jalur-jalur distribusi yang tepat sehingga hasil produksi mempunyai harga jual yang terjangkau. Seksi ini juga bertugas mengenalkan produk kepada konsumen-konsumen yang membutuhkan atau pabrik-pabrik lain yang menggunakkan produk sebagai bahan baku produk lain dan bertugas dalam menarik minat konsumen untuk membeli produk yang dihasilkan.

  b. Seksi Pemasaran.

  Bertugas dalam menjual hasil produksi dengan harga jual yang telah ditetapkan.

- **Kepala Bagian Keuangan.**

  Kepala Bagian Keuangan bertanggung jawab kepada direktur administrasi dan keuangan dalam hal:

  1. Perencanaan keuangan
  2. Mengevaluasi dan mengatur kelancaran keuangan perusahaan dan neraca keuangan.

  a. Seksi keuangan dan pembukuaan.

  Bertugas dalam mengamankan keuangan perusahaan, perencanaan keuangan dimasa yang akan datang, perhitungan uang perusahaan dan membayar gaji karyawan.

  b. Seksi Penyediaan dan Pembelian

  Bertugas dalam penyediaan dan pembelian bahan baku serta peralatan lainnya.

- **Kapasitas bagian pemasaran**

Kapasitas bagian Pemasaran/Penjualan bertanggung jawab kepada direktur pemasaran dan mencakupi dalam hal:

1. Pemrograman umum pemasaran
2. Perbaikan daerah pemasaran
3. Pengawasan dan mengevaluasi laporan satu-satu yang mengenai pemasarannya

a. **Sekat Wilayah dan Pasar.**

Kemajuan untuk mencapai dan mengembangkan agar hasil produksi agar dikenalkan ke pelanggan dimana yang tepat sehingga hasil produksi mempunyai harga jual yang tertinggi. Sekat ini juga bertanggungjawab produk kepada konsumen-konsumen yang membutuhkan dan pasar-pasar lain yang mengembangkan produk sesuai dengan baik produk lain dan kemajuan dalam mencari nilai konsumen untuk mencapai produk yang diberikan.

b. **Sekat Promosi.**

Kemajuan dalam mencari hasil produksi dengan harga jual yang mahal dimanfaat.

- **Kapasitas Bagian Keuangan.**

Kapasitas bagian keuangan bertanggung jawab terhadap direktur pelaksanaan dan keuangan dalam hal:

1. Pembukuan keuangan
2. Pengawasan dan mengatur kelancaran keuangan perusahaan dan arus keuangan.

a. **Sekat keuangan dan pembukuan.**

Kemajuan dalam mengumpulkan keuangan perusahaan, pembukuan, pertanggungan keuangan dimana yang akan datang, pertimbangan uang pembukuan dan mengatur gaji buat karyawan.

b. **Sekat Pengawasan dan Pemeriksaan**

Kemajuan dalam pengecekan dan pemeriksaan dalam hal sesuai peraturan internal.

10.5. Jam Kerja

Pabrik direncanakan bekerja atau beroperasi selama 330 hari dalam setahun dan selama 24 jam dalam sehari, sisa harinya digunakan untuk perbaikan dan perawatan serta *shut down.*

Sesuai dengan peraturan pemerintah jumlah jam kerja untuk karyawan yang bekerja di kantor, total jam kerja 40 jam dalam seminggu, yang dibedakan dalam dua bagian, yaitu:

a. Untuk pegawai non shift

Senin – kamis	:	08.00-16.00 (istrahat 12.00-13.00)
Jum'at	:	08.00-16.00 (istirahat 11.00-13.00)
Sabtu	:	08.00-12.00
Minggu	:	Libur, begitu juga dengan hari libur yang telah ditetapkan oleh pemerintah sebagai hari libur

b. Untuk pegawai shfit

Shift I	:	07.00-15.00
Shift II	:	15.00-23.00
Shift III	:	23.00-07.00

Untuk kegiatan produksi ini diperlukan 4 regu karyawan dimana jam kerja setiap shiftnya selalu bergantian setiap minggunya, dan jadwal kerja dapat ditabelkan sebagai berikut :

Regu	**Hari**										
	1	**2**	**3**	**4**	**5**	**6**	**7**	**8**	**9**	**10**	**11**
I	P	P	P	S	S	S	M	M	M	L	L
II	S	S	S	M	M	M	L	L	P	P	P
III	M	M	M	L	L	P	P	P	S	S	S
IV	L	L	P	P	P	S	S	S	M	M	M

Keterangan :

L	: Libur	S	: Siang
P	: Pagi	M	: Malam

16.3. Jam Kerja

Pada dimensionalan bengkel kan bangunan adalah 7,50 hari dalam satu minggu dan selama 24 jam dalam sehari, dia mahya digunakan untuk pertukaran dan pemindahan mata alat dalam.

Karena dengan pembuatan penyambung jumlah jam kerja untuk karyawan yang bekerja di bagian total jam kerja 40 jam dalam seminggu yang dibagakan dalam dua bagian, yaitu:

a. Untuk pegawai non shift

Senin – Jumat : 08.00-16.00 (istirahat 12.00-13.00)

Jum'at : 08.00-16.00 (istirahat 11.00-13.00)

Sabtu : 08.00-12.00

Minggu : Libur, begitu juga dengan hari libur yang telah ditetapkan oleh pemerintah sebagai hari libur

b. Untuk pegawai shift

Shift I : 07.00-15.00

Shift II : 15.00-23.00

Shift III : 23.00-07.00

Untuk bagian produksi ini dipertimbang 4 kali karyawan dimana jam kerja untuk setiap shiftnya selalu bergantian setiap minggunya, dan jadwal kerja dapat dilihat pada tabel berikut :

Minggu	Hari											
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	
I	P	P	P	P	S	S	M	M	M	L	L	
II	S	S	S	M	M	M	L	L	P	P	P	
III	M	M	M	L	L	P	P	P	S	S	S	
IV	L	L	P	P	P	S	S	S	M	M	M	

Keterangan :

L : Libur S : Siang

P : Pagi M : Malam

10.6. Penggolongan dan Tingkat Pendidikan Karyawan.

Penggolongan karyawan berdasarkan tingkat kedudukan dalam struktur organisasi pada pra rencana pabrik DME ini adalah :

1. Direktur Utama
2. Direktur (Direktur Teknik dan Direktur Administrasi)
3. Kepala Bagian
4. Kepala Seksi (Kasie)
5. Staff kepala seksi
6. Operator (tenaga pelaksana)

Sedangkan latar belakang pendidikan yang harus dimiliki oleh karyawan berdasarkan kedudukannya dan struktur organisasi pada Pra rencana DME dapat diuraikan sebagai berikut :

1. Direktur Utama	:	Magister Teknik Kimia (S_2)
2. Direktur :		
- Direktur Teknik	:	Sarjana Teknik Kimia
- Direktur Adiministrasi	:	Sarjana Administrasi (FIA)
3. Direktur Litbang	:	Sarjana Teknik Kimia
4. Sekretaris Direktur	:	Sarjana Administrasi
5. Kepala Bagian :		
- Kabag Teknik	:	Sarjana Teknik Mesin
- Kabag Produksi	:	Sarjana Teknik Kimia
- Kabag Pemasaran	:	Sarjana Ekonomi – Manajemen
- Kabag Umum	:	Sarjana Psikologi
- Kabag Keuangan	:	Sarjana Ekonomi – Akuntasi
6. Kepala Seksi.		
- Seksi Utilitas	:	Sarjana Teknik Kimia
- Seksi perawatan	:	Sarjana Teknik Mesin
- Seksi Proses	:	Sarjana Teknik Kimia
- Seksi QC & Laboratorium	:	Sarjana Teknik Kimia
- Seksi Gudang	:	Diploma 3 Teknik Kimia
- Seksi Personalia	:	Sarjana Psikologi
- Seksi Humas	:	Sarjana Psikologi

19A. Penggolongan dan Tingkat [illegible] Kompensasi

Penggolongan kepangkatan [illegible] tingkat [illegible] dalam [illegible] pada pegawai negeri sipil [illegible] adalah :

1. Golongan I meliputi
2. Golongan II meliputi [illegible]
3. Kepala Daerah
4. Kepala Sekretariat
5. Staf [illegible]
6. Sekretaris [illegible]

Sehubungan dengan [illegible] yang [illegible] dengan [illegible] [illegible] pada [illegible] [illegible] dengan [illegible] :

1. Golongan I meliputi	Golongan [illegible]
2. Golongan II :	
- Golongan II a	Golongan [illegible]
- Golongan II b	Golongan [illegible]
3. Golongan III	Golongan [illegible]
4. Golongan IV meliputi	Golongan [illegible]
5. Kepala Daerah :	
- Kepala Daerah	Golongan [illegible]
- Kepala [illegible]	Golongan [illegible]
- Kepala [illegible]	Golongan [illegible]
- Kepala [illegible]	Golongan [illegible]
Kepala [illegible]	Golongan [illegible]
6. Kepala Sekretariat	
Sekretaris [illegible]	Golongan [illegible]
- Sekretaris [illegible]	Golongan [illegible]
Sekretaris [illegible]	Golongan [illegible]
- Sekretaris [illegible]	Golongan [illegible]
- Sekretaris [illegible]	Golongan [illegible]
- Sekretaris [illegible]	Golongan [illegible]
- Sekretaris [illegible]	Golongan [illegible]

- Seksi Keamanan : Purnawirawan ABRI
- Seksi Kesejahteraan Pekerja : Sarjana Psikologi
- Seksi Market dan Riset : Sarjana ekonomi – Manajemen
- Seksi Pemasaran : Sarjana Ekonomi – Manajemen
- Seksi Keuangan : Sarjana Ekonomi-Akuntasi
- Seksi Penyed & Pembeliaan : Sarjana Ekonomi-Akuntasi
- Karyawan : Diploma dan SLTA
- Satpam : Purnawirawan ABRI
- Dokter : Sarjana Kedokteran
- Kebersihan / Taman : SLTA
- Parkir : SLTA

10.7 Perincian jumlah karyawan.

Perhitungan jumlah tenaga operasional dilakukan berdasarkan pembagian proses yang dilakukan. Pada pabrik DME, proses yang dilakukan terbagi dalam beberapa tahap, yaitu :

1. Proses Penyiapan Bahan Baku
2. Proses Reaksi I
3. Proses Reaksi II
4. Proses Pemisahan produk I
5. Proses Pemisahan produk II
6. Proses Penanganan Produk
5. Proses Penyediaan Utilitas (Air, Listrik)

Sehingga jumlah proses keseluruhan yang membutuhkan tenaga operasional adalah 5 tahap. Dari vilbrant & Dryen, Fig.6-35, hal. 235, maka dibutuhkan karyawan 53 orang-jam/hari/tahap untuk kapasitas 50.000 ton/tahun dan beroperasi selama 330 hari/tahun, yaitu :

Karena jumlah proses keseluruhan terbagi dalam 7 tahap, maka:

Jumlah karyawan proses = 53 orang/jam x 7 = 371 orang jam/hari

Karena setiap karyawan shift bekerja selama 8 jam/hari, maka :

Karyawan proses = 46,37 ≈ 47 orang hari/shift

Karena karyawan shift terdiri atas 4 regu, yaitu 3 regu bekerja dan 1 regu libur, maka :

- Sekretaris Kecamatan : [illegible]
- Sekretaris Kecamatan Pakuhaji : [illegible]
- Sekretaris Mardi dan Kasi : [illegible]
- Sekretaris Kecamatan : [illegible]
- Sekretaris Kecamatan : [illegible]
- Sekretaris Pangreal & Pembelajaran : [illegible]
- Kasipem : [illegible]
- Sekretaris : [illegible]
- Lurah : [illegible]
- Kabupaten - Lurah : [illegible]
- Pasar : [illegible]

10.7 Perbedaan jumlah bertemu.

Perbedaan jumlah tempat pemasaran dilakukan berdasarkan perbedaan proses yang dilakukan. Pada pada [illegible] proses yang dilakukan terdiri dari beberapa tahap yaitu :

1. Proses Pengajuan Tahun Ibu
2. Proses Kerja I
3. Proses Kerja II
4. Proses Pembelajaran produk I
5. Proses Pembelajaran produk II
6. Proses Pengajuan Produk
7. Proses Pengajuan Tahun [illegible]

Sehingga jumlah proses berlangsung yang mempengaruhi tempat pemasaran adalah 7 tahap. Dari wilayah di Proses [illegible] dari [illegible] maka dimulai dengan [illegible] 22 orang jumlahnya [illegible] dengan [illegible] dan [illegible] dari tahap yaitu :

Kurang jumlah proses berlangsung [illegible] dibanding produk

Jumlah keseluruhan proses = 22 orang/jam x 7 = [illegible] orang jumlahnya

Kurang antara [illegible] dari [illegible] dengan [illegible] produk :

Kurang proses = [illegible] - [illegible] orang hari ini

Kurang bertemu dari [illegible] tahap yaitu 1 tahap [illegible] dan 1 tahap [illegible] produk.

Jumlah karyawan proses keseluruhan = 47 orang hari/shift × 4 regu = 188 orang setiap hari (untuk 4 regu).

Jumlah karyawan staf = 102 orang

Jadi jumlah karyawan total yang diperlukan pada pabrik DME ini adalah 290 orang. Perincian Kebutuhan Tenaga Kerja dapat dilihat pada tabel 10.2.

Tabel 10.7.1. Perincian Kebutuhan Tenaga Kerja.

No.	Jabatan (Tugas)	JUMLAH
1.	Direktur Utama	1
2.	Direktur Produksi dan Teknik	1
3.	Direktur Administrasi	1
4.	Sekretaris Direktur	3
5.	Kepala LITBANG (R&D)	1
6.	Karyawan LITBANG (R&D)	2
7.	Kepala Dept. QC	1
8.	Karyawan QC	3
9.	Kepala Dept. Produksi	1
10.	Kepala Dept. Teknik	1
11.	Kepala Dept. Pemasaran	1
12.	Kepala Dept. Keuangan & Akuntansi	1
13.	Kepala Dept. SDM	1
14.	Kepala Dept. Umum	1
15.	Kepala Divisi Produksi	1
16.	Karyawan Divisi Produksi	188 (4 Shift)
17.	Kepala Divisi Gudang	1
18.	Karyawan Gudang	5
19.	Kepala Divisi Utilitas	1
20.	Karyawan Utilitas	5
21.	Kepala Divisi Bengkel & Perawatan	1

Jumlah karyawan pria berkewarganegaraan = 47 orang warganegara = 4 orang = 46 orang warga-negara asing

Jumlah karyawan asal = 102 orang

Jadi jumlah karyawan total yang dipertahankan pada perusahaan [illegible] sebanyak 200 orang. Perusahaan Kalimantan Timur Kayu dapat dilihat pada tabel 10.2.

Tabel 10.2. Perusahaan Kalimantan Timur Kayu.

No.	Industri (Tingkat)	[illegible]
1.	[illegible] Timur	1
2.	[illegible] Pondok [illegible] Pondok	1
3.	[illegible] Administrasi	1
4.	[illegible] Industri	2
5.	Kayu [illegible] (Kayu)	
6.	Kayu [illegible] (Kayu)	2
7.	Kayu [illegible]	1
8.	Kayu [illegible]	2
9.	Kayu [illegible] Produksi	1
10.	Kayu [illegible]	1
11.	Kayu [illegible]	1
12.	Kayu [illegible] & [illegible]	1
13.	Kayu [illegible]	1
14.	Kayu [illegible]	1
15.	Kayu [illegible] Produksi	1
16.	Kayu [illegible]	182 (4 Siswa)
17.	Kayu [illegible]	1
18.	Kayu [illegible]	2
19.	Kayu [illegible]	1
20.	Kayu [illegible]	2
21.	Kayu [illegible] & [illegible]	1

22.	Staff Bengkel & Perawatan	5
23.	Kepala Divisi Pengendalian Proses	1
24.	Karyawan Divisi Pengendalian Proses	5
25.	Kepala Divisi Penjualan	1
26.	Staff Penjualan	5
27.	Kepala Divisi Promosi & Periklanan	1
28.	Staff Promosi dan Periklanan	3
29.	Kepala Divisi Research Marketing	1
30.	Staff Research Marketing	2
31.	Kepala Divisi Transportasi	1
32.	Staff Transportasi	5
33.	Kepala Divisi Pembukuan Keuangan	1
34.	Staff Pembukuan Keuangan	2
35.	Kepala Divisi Penyediaan & Pembelanjaan	1
36.	Staff Penyediaan & Pembelanjaan	3
37.	Kepala Divisi Kesehatan	1
38.	Staff Kesehatan	3
41.	Kepala Divisi Personalia	1
42.	Staff Divisi Personalia	2
43.	Kepala Divisi Ketenagakerjaan	1
44.	Staff Ketenagakerjaan	2
45.	Kepala Divisi Keamanan	1
46.	Staff Keamanan	10
47.	Kepala Divisi Kebersihan	1
48.	Staff Kebersihan	10
JUMLAH		**290**

21.	Staff Benefit & Insurance	7
22.	Kepala Divisi Pengembangan Proses	1
23.	Karyawan Divisi Pengembangan Proses	1
24.	Kepala Divisi Pengadaan	1
25.	Staff Pengadaan	1
26.	Kepala Divisi Proyek & Pembangunan	1
27.	Staff Proyek dan Pembangunan	1
28.	Kepala Divisi Research Marketing	1
29.	Staff Research Marketing	2
30.	Kepala Divisi Transportasi	1
31.	Staff Transportasi	1
32.	Kepala Divisi Pemeliharaan Jaringan	1
33.	Staff Pemeliharaan Jaringan	1
34.	Kepala Divisi Engineering & Pengembangan	1
35.	Staff Engineering & Pengembangan	1
36.	Kepala Divisi Keuangan	1
37.	Staff Keuangan	4
38.	Kepala Divisi Akuntansi	1
39.	Staff Divisi Akuntansi	2
40.	Kepala Divisi Kasa/Perbankan	1
41.	Staff Kasa/Perbankan	2
42.	Kepala Divisi Kasir	1
43.	Staff Kasir	1
44.	Staff Administrasi	1
45.	Staff Administrasi	1
46.	Staff Administrasi	1
47.	Kepala Divisi Sekretaris	1
48.	Staff Sekretaris	1
	JUMLAH	200

10.8. Jaminan Sosial

Jaminan sosial adalah jaminan yang diterima oleh pihak karyawan jika terjadi sesuatu hal yang bukan karena kesalahannya menyebabkan dia tidak dapat melakukan pekerjaan.

Jaminan sosial yang diberikan oleh perusahaan pada karyawan adalah:

a. Tunjangan

- Tunjangan di luar gaji pokok, diberikan kepada tenaga kerja tetap berdasarkan prestasi yang telah dilakukannya dan lama pengabdiannya kepada perusahaan tersebut.
- Tunjangan lembur yang diberikan kepada tenaga kerja yang bekerja di luar jam kerja yang telah ditetapkan (khusus untuk tenaga kerja shift).

b. Fasilitas

Fasilitas yang diberikan berupa seragam kerja untuk karyawan, perlengkapan keselamatan kerja (misal helm, sarung tangan, sepatu boot, kacamata pelindung, masker dan lain-lain), antar jemput bagi karyawan, kendaraan dinas, tempat tinggal dan lain-lain.

c. Pengobatan

Untuk pengobatan dan perawatan pertama dapat dilakukan di poliklinik perusahaan dan diberikan secara cuma-cuma kepada karyawan yang membutuhkan dengan ketentuan sebagai berikut:

- Untuk pengobatan dan perawatan yang dilakukan pada rumah sakit yang telah ditunjuk akan diberikan secara cuma – cuma.
- Karyawan yang mengalami kecelakaan atau terganggu kesehatannya dalam menjalankan tugas perusahaan, akan mendapat penggantian ongkos pengobatan penuh.

d. Insentif atau bonus

Insentif diberikan dengan tujuan untuk meningkatkan produktivitas dan merangsang gairah kerja karyawan. Besarnya insentif ini dibagi menurut golongan dan jabatan. Pemberian insentif untuk golongan operatif (golongan kepala seksi ke bawah) diberikan setiap bulan sedangkan untuk golongan di atasnya diberikan pada akhir tahun produksi dengan melihat besarnya keuntungan dan target yang dicapai.

B. Analisis Sosial

Lumpen sosial adalah jaringan yang dibentuk oleh pelaku lapisan atas sebagai tal yang bukan karena kemampuan manajerialnya tetapi oleh alasan melindungi pelakunya.

Jaringan sosial yang dibentuk oleh pemimpin yang kemampuan

a. Lumpen

- Lumpenan di luar yang pelaku dibangun lapisan bawah bangsa yang berhubungan jaringan yang lebih dikenal dan mata pengan mentor dengan pemimpin tertentu.
- Lumpenan bentuk yang dibentuk kepada bangsa yang bekerja di luar dan kerja yang mudah dikenal dan dikenal untuk sangat kerja sama.

b. Intelektual

Intelektual yang dibentuk bangsa sangat untuk bagaimana pelaksanaan kembangkan kerja (mental kerja, sangat mengga sejara dan). Intelektual pelaksanakan dan kin-kain, mempertahan hal kepentan kembangkan dan, sangat tinggal dan kin-kain.

c. Pengadaan

Untuk pengadaan dan pemimpin pemana dan dibentuk di pelaksanakan pemimpin dan dibentuk sangat mengenai kepada kepemimpin yang mendukung dengan kemampuan sangat mendukan.

- Untuk pengadaan dan pemimpin yang dibentuk pada untuk sekali yang dan dengan dan dibentuk sangat cepat – cepat.
- Kepemimpin yang mengunakan kembalikan dan dengan kemampuan dalam mendukung dan pemimpinan, dan mendukung pengadaan mulai pengadaan pemimpin.

d. Intelektual dan lemah

Intelektual dibentuk dengan dalam untuk mengadakan mendukung dan mengadakan yang kepada kepemimpin. Kesang e intelektual dengan mengan dan pelaku. Pemimpin intelektual untuk pengadaan dengan dalam dengan mendukung dan dengan dengan dengan di dengan dibentuk dengan dengan mendukan dan dengan yang dengan.

e. Cuti

- Cuti tahunan selama 12 hari kerja dan diatur dengan mengajukan permohonan satu minggu sebelumnya untuk dipertimbangkan ijinnya.
- Cuti sakit bagi tenaga kerja yang memerlukan istirahat total berdasarkan surat keterangan dokter.
- Cuti hamil selama 3 bulan bagi tenaga kerja wanita.
- Cuti untuk keperluan dinas atas perintah atasan berdasarkan kondisi tertentu perusahaan.

10.9. Sistem Pengupahan Karyawan.

Pra Rencana DME, besar kecilnya upah uang yang didasarkan pada :

a. Tingkat pendidikan
b. Pengalaman kerja
c. Tanggungjawab dan kedudukan
d. Keahlian yang dimiliki

Dengan didasarkan atas kebutuhan dan perbedaan status ini, maka sistem pengupahan pada pabrik DME dibedakan menjadi :

a. Upah bulanan

Upah bulanan diberikan kepada karyawan bulanan tetap yang sesuai dengan bidangnya, kedudukan serta keahlian yang dimiliki dan diberikan pada akhir bulan.

b. Upah mingguan

Upah mingguan diberikan kepada karyawan mingguan tetap yang besarnya berbeda-beda untuk setiap karyawan dan diberikan pada akhir pecan.

c. Upah Borongan

Upah borongan diberikan kepada karyawan harian lepas atau karyawan borongan yang besarnya tidak tetap, tergantung pada macam pekerjaan yang dilakukan dan diberikan setelah pekerjaan itu selesai.

c. Cari

- Cari informasi mengenai [illegible] dan dapat dengan menggunakan [illegible] atau mengga [illegible] atau dipercayakan [illegible].
- Cari [illegible] dengan [illegible] dan [illegible] [illegible] [illegible] [illegible] [illegible] [illegible] [illegible].
- Cari [illegible] [illegible] [illegible] [illegible] [illegible].
- Cari [illegible] [illegible] [illegible] [illegible] [illegible] [illegible] [illegible] [illegible] [illegible] [illegible].

15.9. Bentuk Pengelompokan Kelompok

Ini Kurnana LMM, [illegible] [illegible] [illegible] [illegible] [illegible] [illegible] [illegible] [illegible] [illegible]

Tabel 10.9.1. Daftar Upah (Gaji) Karyawan

No.	Jabatan	Jml	Gaji (Rp/orang)	TOTAL
1	Dewan komisaris	5	5.000.000	25.000.000
2	Direktur utama	1	15.000.000	15.000.000
3	Direktur produksi dan teknik	1	9.000.000	9.000.000
4	Direktur manager administrasi	1	9.000.000	9.000.000
5	Sekretaris direktur	3	2.000.000	6.000.000
6	Kepala LITBANG (R & D)	1	5.000.000	5.000.000
7	Karyawan LITBANG (R & D)	2	1.500.000	3.000.000
8	Kepala Dept. QC	1	5.000.000	5.000.000
9	Karyawan QC	3	1.500.000	4.500.000
10	Kepala Dept. Produksi	1	5.000.000	5.000.000
11	Kepala Dept. Teknik	1	5.000.000	5.000.000
12	Kepala Dept. Pemasaran	1	5.000,000	5.000.000
13	Kepala Dept. Keuangan & Akuntansi	1	5.000.000	5.000.000
14	Kepala Dept. SDM	1	5.000.000	5.000.000
15	Kepala Dept. Umum	1	5.000.000	5.000.000
16	Kepala Divisi Produksi	1	2.500.000	2.500.000
17	Staff Divisi Produksi	4	1.250.000	5.000.000
18	Karyawan Divisi Produksi	188	2.000.000	376.000.000
19	Kepala Divisi Gudang	1	2.000.000	2.000.000
20	Staff Divisi Gudang	2	1.250.000	2.500.000
21	Karyawan Gudang	3	1.000.000	3.000.000
22	Kepala Divisi Utilitas	1	2.000.000	2.000.000
23	Staff Divisi Utilitas	2	1.250.000	2.500.000

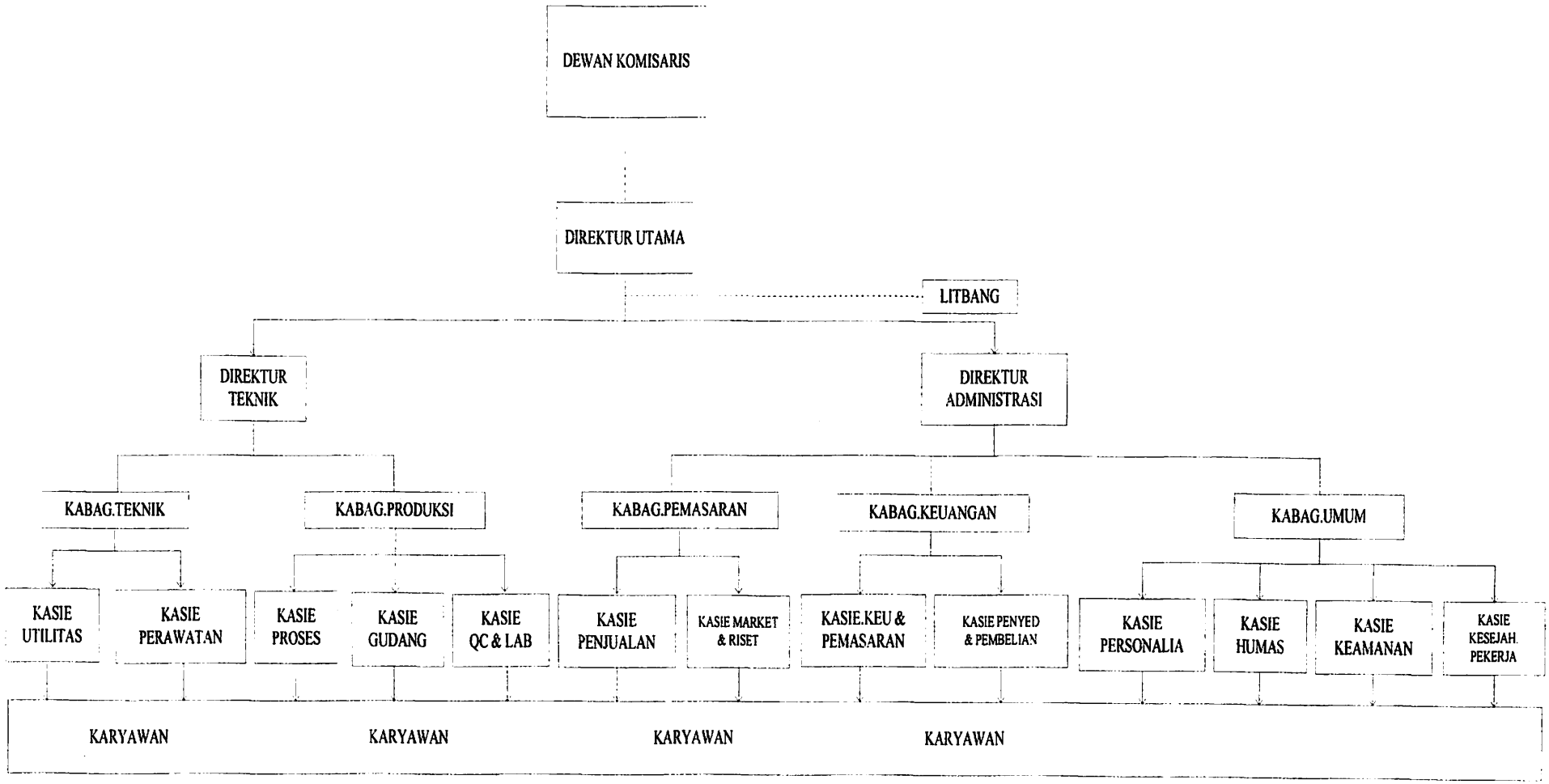
Tabel 10.V.1. Daftar Jabatan (Cadangan)

No.	Jabatan	Jml	Gaji (Rp/bulan)	Total
1	Dewan komisaris	3	6.000.000	[illegible]
2	Direktur utama	1	12.000.000	[illegible]
3	Direktur pendidikan dan sekolah	1	6.000.000	[illegible]
4	Direktur manajer administrasi	1	6.000.000	[illegible]
5	Sekretaris direktur	1	2.000.000	[illegible]
6	Kepala TTBA/W (K & L)	1	7.000.000	[illegible]
7	Kepala (LPTK/SD (K & L))	2	[illegible]	[illegible]
8	Kepala Dep. L/K	1	3.000.000	[illegible]
9	Karyawan QC	1	1.500.000	[illegible]
10	Kepala Dep. Produksi	1	5.000.000	[illegible]
11	Kepala Dep. Teknik	1	5.000.000	[illegible]
12	Kepala Dep. Pemasaran	1	7.000.000	[illegible]
13	Kepala Dep. Keuangan & Akuntansi	1	5.000.000	[illegible]
14	Kepala Dep. SDM	1	[illegible]	[illegible]
15	Kepala Dep. Umum	1	5.000.000	[illegible]
16	Kepala Div. Ini Produksi	1	[illegible]	[illegible]
17	Staff Div. Ini Produksi	4	[illegible]	[illegible]
18	Karyawan Div. Ini Produksi	138	2.000.000	[illegible]
19	Kepala Divisi Gudang	1	2.000.000	[illegible]
20	Staff Divisi Gudang	2	1.250.000	[illegible]
21	Karyawan Gudang	3	1.000.000	[illegible]
22	Kepala Div. Ini Teknik	1	2.000.000	[illegible]
23	Staff Divisi Teknik	2	1.250.000	[illegible]

24	Karyawan Utilitas	3	1.000.000	3.000.000
25	Kepala Divisi Bengkel & Perawatan	1	2.000.000	2.000.000
26	Staff Bengkel & Perawatan	5	1.100.000	5.500.000
27	Kepala Divisi Pengendalian Proses	1	2.000.000	2.000.000
28	Karyawan Divisi Pengendalian Proses	5	1.000.000	5.000.000
29	Kepala Divisi Penjualan	1	2.000.000	2.000.000
30	Staff Penjualan	5	1.250.000	6.250.000
31	Kepala Divisi Promosi dan Periklanan	1	2.000.000	2.000.000
32	Staff Promosi dan Periklanan	3	1.000.000	3.000.000
33	Kepala Divisi Research Marketing	1	2.000.000	2.000.000
34	Staff Research Marketing	2	1.000.000	2.000.000
35	Kepala Divisi Transportasi	1	2.000.000	2.000.000
36	Staff Transportasi	2	1.000.000	2.000.000
37	Sopir	3	800.000	2.400.000
38	Kepala Divisi Pembukuan Keuangan	1	2.000.000	2.000.000
39	Staff Pembukuan Keuangan	2	1.000.000	2.000.000
40	Kepala Divisi Penyediaan & Pembelanjaan	1	2.000.000	2.000.000
41	Staff Penyediaan & Pembelanjaan	3	1.000.000	3.000.000
42	Kepala Divisi Kesehatan	1	5.000.000	5.000.000
43	Staff Kesehatan	3	1.250.000	3.750.000
44	Kepala Divisi Personalia	1	2.500.000	2.500.000
45	Staff Divisi Personalia	2	1.100.000	2.200.000
46	Kepala Divisi Ketenagakerjaan	1	2.000.000	2.000.000
47	Staff Ketenagakerjaan	2	1.000.000	2.000.000
48	Kepala Divisi Keamanan	1	1.500.000	1.500.000

24	Karyawan Gudang	5	1.000.000	5.000.000
25	Kepala Divisi Produksi & Pemasaran	1	2.000.000	2.000.000
26	Staff Produksi & Pemasaran	3	1.000.000	3.000.000
27	Kepala Divisi Pengembalian Barang	1	2.000.000	2.000.000
28	Karyawan Divisi Pengembalian Barang	5	1.000.000	5.000.000
29	Kepala Divisi Pembelian	1	2.000.000	2.000.000
30	Staff Pembelian	3	1.500.000	4.500.000
31	Kepala Divisi Keuangan dan Pembiayaan	1	2.000.000	2.000.000
32	Staff Keuangan dan Pembiayaan	3	1.000.000	3.000.000
33	Kepala Divisi Research Marketing	1	2.000.000	2.000.000
34	Staff Research Marketing	3	1.000.000	3.000.000
35	Kepala Divisi Transportasi	1	2.000.000	2.000.000
36	Staff Transportasi	2	1.000.000	2.000.000
37	Satpam	3	800.000	2.400.000
38	Kepala Divisi Pengadaan Barang	1	2.000.000	2.000.000
39	Staff Pembelian Barang	2	1.000.000	2.000.000
40	Kepala Divisi Pengadaan & Pembelajaran	1	2.000.000	2.000.000
41	Staff Pengadaan & Pembelajaran	3	1.000.000	3.000.000
42	Kepala Divisi Kesekretaran	1	5.000.000	5.000.000
43	Staff Kesekretaran	3	1.250.000	3.750.000
44	Kepala Divisi Personalia	1	2.500.000	2.500.000
45	Staff Divisi Personalia	2	1.000.000	2.000.000
46	Kepala Divisi Kebersihan	1	2.000.000	2.000.000
47	Staff Kebersihan	2	1.000.000	2.000.000
48	Kepala Divisi Keamanan	1	1.500.000	1.500.000

49	Staff Keamanan	10	800.000	8.000.000
50	Kepala Divisi Kebersihan	1	1.500.000	1.500.000
51	Staff Kebersihan	10	800.000	8.000.000
Total		**290**		**600.600.000**



Gambar 10.1. Bagan Struktur Oganisasi Pra Rencana Pabrik Dimetil Eter

BAB XI
ANALISA EKONOMI

Perencanaan suatu pabrik perlu ditinjau dari faktor-faktor ekonomi yang menentukan apakah pabrik tersebut layak didirikan atau tidak. Faktor-faktor yang perlu dipertimbangkan dalam penentuan untung rugi dalam mendirikan pabrik DME adalah sebagai berikut :

- *Return on Investment* (ROI)
- *Pay Out Time* (POT)
- *Break Even Point* (BEP)
- *Internal Rate of Return* (IRR)

Sedangkan untuk menghitung faktor-faktor di atas perlu diadakan penaksiran beberapa hal yang menyangkut administrasi perusahaan dan jalannya proses, yaitu :

a. *Total Capital Investment* (TCI)

Yaitu modal yang diperlukan untuk mendirikan pabrik sebelum berproduksi. TCI ini terdiri atas :

1. *Fixed Capital Investment* (FCI)

1.1. Biaya Langsung (*Direct Cost*), meliputi :

- Peralatan :
  - Peralatan sesuai diagram alir
  - Suku cadang
  - Peralatan tambahan
  - Biaya inflasi
  - Pajak dan asuransi
  - Modifikasi selama "*start up*"
- Instalasi peralatan :
  - Instalasi sesuai diagram alir
  - Pondasi, isolasi, cat
- Instrumen dan kontrol
- Perpipaan
- Peralatan listrik

BAB IV

ANALISA PERAMALAN

Pencemaran suara pada pada dilingkungan dari limbah-limbah elektronik yang mencemarkan apabila pada suatu lokasi dibidang ana elektronik, limbah-limbah yang pada dimentisbungkan dengan pemerintah masing mul dalam mendistribusikan pabrik PMII adalah sebagai berikut :

- Kurang ya Pencemaran (PCB)
- Air Cair Zinc (PCZ)
- Bocor Air Zinc (BKZ)
- Bocoran Air Asam (BKA)

Sedangkan untuk mengidentifikasi limbah-limbah di ana pada dimbahan pembahasan berbentuk hal yang mengangkat identifikasi permasalahan dan informasi proses yaitu :

a. Jam Cepat Pencemaran (PCZ)

Yaitu model yang dipersiapkan untuk mendistribusikan pabrik sebelum terpendidikan. PCZ ini mudah ana :

1. Model Cepat Pencemaran (PCZ)

1.1. Bahasa Language (Micro Cobol mudah) :

- Perulang :
  - Perulang sesuai diagram air
  - Nilai cadang
  - Perulang sampaian
  - Bahasa inflasi
  - Pilah dan nasional
  - Modifikasi sebuah "Jam cepat"
- Instalasi pendidikan :
  - Instalasi sesuai diagram air
  - Pendidik lantai dua
- Instansi dan kantor
- Lampiran
- Perulang listrik

- Motor, kabel, bahan listrik, dll

- Bangunan

  - Proses, perawatan pelayanan.

- Lahan pengembangan
- Fasilitas pelayanan

  - Utilitas (steam, listrik, air)
  - U P L (Unit Pengolahan Limbah)
  - Distribusi dan pengemasan

- Tanah

1.2. Biaya Tak Langsung (*Indirect Cost*)

- Teknik dan supervisi
- Konstruksi
- Kontraktor
- Biaya tak terduga

2. *Working Capital Investment* (WCI)

Yaitu modal untuk menjalankan pabrik yang berhubungan dengan laju produksi, meliputi :

a. Penyediaan bahan baku dalam waktu tertentu
b. Gaji dalam waktu tertentu
c. Supervisi
d. Utilitas dalam waktu tertentu
e. Laboratorium
f. Pemeliharaan
g. Uang tunai
h. *Patent* dan *royalty*
i. Pengemasan produk dalam waktu tertentu.

Maka: TCI = FCI + WCI

- Aktiva kapital dalam lancar
  - Persediaan
  - Piutang perdagangan
  - Biaya pengembangan
  - Fasilitas pelayanan
  - Utilitas (gedung, listrik, air)
  - H.P.L. (Hak Pengelolaan Lahan)
  - Distribusi dan penyusutan
  - Tanah
- 1.2. Biaya Tak Langsung (Indirect Cost)
  - Teknik dan supervisi
  - Konstruksi
  - Kontraktor
  - Biaya tak terduga

2. Working Capital Requirement (WCR)

Yaitu modal untuk mengelolakan pabrik yang berhubungan dengan hal produksi meliputi :

a. Persediaan bahan baku dalam waktu tertentu
b. Uang dalam waktu tertentu
c. Supervisi
d. Utilitas dalam waktu tertentu
e. Laboratorium
f. Pemeliharaan
g. Uang tunai
h. Pajak dan asuransi
i. Pengemasan produk dalam waktu tertentu

Nilai: TCI = FCI + WCI

b. Total Biaya Produksi

Yaitu biaya yang digunakan untuk operasi pabrik dan biaya perjalanan produk, meliputi :

1. Biaya pembuatan, terdiri atas :
   - Biaya produksi langsung (DPC)
   - Biaya produksi tetap (FC)
   - Biaya overhead pabrik
2. Biaya umum (*general expenses*)
   - Administrasi
   - Distribusi dan pemasaran
   - Litbang
   - Biaya tak terduga

Biaya produksi total terbagi menjadi :

a. Biaya variabel (VC), yaitu semua biaya yang pengeluarannya berbanding lurus dengan laju produksi yang meliputi :
   - Biaya bahan baku
   - Biaya utilitas
   - Biaya pengepakan

b. Biaya Semi Variabel (SCV), yaitu biaya pengeluaran yang tidak berbanding lurus dengan laju produksi, meliputi :
   - Upah karyawan
   - *Plant Over Head*
   - Pemeliharaan dan perbaikan
   - Laboratorium
   - Operating supplies
   - General expenses

c. Biaya Tetap (FC)
   - Depresiasi
   - Asuransi
   - Pajak
   - Bunga

b. Total Biaya Produksi

Yaitu biaya yang dipergunakan untuk proses pabrik dari biaya perolehan produksi meliputi :

1. Biaya pembuatan, terdiri atas

- Biaya produksi langsung (DPL)
- Biaya produksi tetap (FC)
- Biaya overhead pabrik

2. Biaya umum (general expenses)

- Administrasi
- Distribusi dan pemasaran
- Litbang
- Biaya tak terduga

Biaya produksi total adalah sebagai berikut :

a. Biaya variabel (VC) : yaitu semua biaya yang mempengaruhi berubahnya jumlah dengan jalan produksi yang meliputi :

- Biaya bahan baku
- Biaya utilitas
- Biaya pengepakan

b. Biaya Semi Variabel (SVC) : yaitu biaya pengeluaran yang tidak berubahnya jumlah dengan jalan produksi meliputi :

- Gaji karyawan
- Jam lembur
- Pemeliharaan dan perbaikan
- Laboratorium
- Operating supplies
- General expenses

c. Biaya Tetap (FC)

- Depresiasi
- Asuransi
- Pajak
- Bunga

c. Penaksiran Harga Alat

Harga suatu alat setiap saat akan berubah, tergantung pada perubahan kondisi ekonomi. Untuk itu digunakan beberapa cara konversi harga alat terhadap harga alat pada beberapa tahun lalu, sehingga diperoleh harga yang ekivalen dengan harga sekarang.

Harga alat dalam pra rencana pabrik DME ini didasarkan pada data harga alat yang terdapat dalam literatur :

- Peter & Timmerhaus
- Ulrich

Dan www.matche.com sebagai pembanding.

Untuk menaksir harga alat pada tahun 2014 digunakan persamaan :

$$H_A = H_B \left(\frac{C_A}{C_B}\right)^n$$ (Peter & Timmerhaus edisi IV, hal. 169)

Di mana :

H_A : harga alat A

H_B : harga alat B

C_A : kapasitas alat A

C_B : kapasitas alat B

n : eksponen harga alat

c. Pemakaian Harga Alat

Harga suatu alat setiap saat dapat berubah, tergantung pada pertukaran kondisi ekonomi. Untuk itu diperlukan koreksi atas harga alat sebelum harga alat pada beberapa tahun lalu, sehingga diperoleh harga yang ekivalen dengan harga sekarang.

Harga alat dalam pra rencana pabrik DMII ini dibandingkan pada data harga alat yang tersedia dalam literatur :

- Peter & Timmerhaus
- Ulrich

Dan yang memakai cara sebagai berikut:

Untuk mencari harga alat pada tahun 2014 digunakan persamaan :

$$H_x = H_y \left(\frac{C_x}{C_y}\right)^n$$ (Peter & Timmerhaus edisi IV, hal. 169)

Di mana :

H_x : harga alat A

H_y : harga alat B

C_x : kapasitas alat A

C_y : kapasitas alat B

n : eksponen harga alat

1. Penentuan Total Capital Investment (TCI)

A. Biaya Langsung (Direct Cost, DC)

1	Harga peralatan		E	Rp	787,222,707,412.31
2	Instalasi	39%	E	Rp	307,016,855,890.80
3	Instrumentasi dan kontrol	26%	E	Rp	204,677,903,927.20
4	Perpipaan (terpasang)	31%	E	Rp	244,039,039,297.82
5	Listrik (terpasang)	10%	E	Rp	78,722,270,741.23
	Free on Board (FOB)			**Rp**	**1,621,678,777,269.37**
6	Biaya angkutan kapal laut	10%	FOB	Rp	162,167,877,726.94
	Cost and Freight (CF)			**Rp**	**1,783,846,654,996.30**
7	Biaya asuransi	1%	CF	Rp	17,838,466,549.96
	Cost of Insurance & Freight (CIF)			**Rp**	**1,801,685,121,546.27**
8	Biaya angkutan ke lokasi pabrik	17%	CIF	Rp	180,168,512,154.63
9	Pemasangan alat	35%	E	Rp	275,527,947,594.31
10	Service fasilitas dan yard improvemer	40%	E	Rp	314,889,082,964.93
11	Tanah dan bangunan		App E	Rp	11,585,310,000.00
	Total Biaya Langsung (DC)			**Rp**	**2,583,855,974,260.13**

B. Biaya tidak Langsung (Indirect Cost, IC)

1	Teknik dan Supervisi	10%	DC	Rp		258,385,597,426.01
2	Biaya konstruksi	6%	E	Rp		47,233,362,444.74
3	Biaya Kontraktor	15%	FCI			0.15 FCI
4	Biaya tak terduga	5%	FCI			0.05 FCI
	Indirect Cost (IC)	**0.2**	**FCI**		**+**	**305,618,959,871**

C. Modal Tetap (Fixed Capital Investment, FCI)

FCI = DC + IC

= 2,583,855,974,260.13 + (0.20 FCI + 305,618,959,870.75)

= 2,889,474,934,131 + 0.20 FCI

0.8 FCI = 2,889,474,934,131

FCI = 2,889,474,934,131 : 0.8 = **Rp3,611,843,667,663.60**

IC = 0.2 FCI + 305,618,959,871

= **Rp1,027,987,693,403.47**

D. Modal Kerja (Working Capital Investment, WCI)

WCI = 15% TCI

TCI = FCI + WCI

TCI = 3,611,843,667,663.60 + 0.15 TCI

0.85 TCI = 3,611,843,667,663.60

TCI = Rp 4,249,227,844,310.12

WCI = 15% TCI

= Rp 637,384,176,646.52

E. Total Capital Investment (TCI)

Modal tetap (FCI)	Rp	3,611,843,667,663.60	
Modal kerja (WCI)	Rp	637,384,176,646.52	+
Total Investasi (TCI)	**Rp**	**4,249,227,844,310.12**	

Modal Investasi terbagi atas :

1. Modal sendiri (MS)	60% TCI =	Rp	**2,549,536,706,586.07**
2. Modal pinjaman bank (MP)	40% TCI =	Rp	**1,699,691,137,724.05**

2. Penentuan Biaya Produksi

2.1. Manufacturing Cost

A. Biaya produksi langsung (Direct Production Cost, DPC)

1	Bahan baku (1 tahun)			Rp	25,151,282,957
2	Tenaga kerja			Rp	5,826,000,000
3	Utilitas			Rp	634,976,305,988
4	Maintenance dan perbaikan	2%	FCI	Rp	72,236,873,353
5	Operating supplies(penyediaan bahai	0.5%	FCI	Rp	1,805,921,834
6	Laboratorium	15%	A.2	Rp	582,600,000
7	Biaya supervisi	12%	A.2	Rp	699,120,000
8	Produk dan royaliti	6%	TPC		0.06 TPC
	Total DPC (Direct Production Cost)	0.06 TPC		+	741,278,104,132

B. Biaya tetap (Fixed Charges, FC)

1 .	Depresiasi (peralatan,bangunan)	10%	FCI	Rp	361,184,366,766
2 .	Pajak	1%	FCI	Rp	36,118,436,677
3 .	Asuransi	0.4%	FCI	Rp	14,447,374,671
4.	Bunga	13%	MP	Rp	220,959,847,904
	Total biaya tetap (FC)			**Rp**	**632,710,026,018**

C. Biaya plant overhead (Plant Overhead Cost)

Plant Overhead Cost (POC) = 70% dari ongkos buruh, supervisi, dan maintenance

= Rp 55,133,395,347

Total biaya Manufacturing Cost :

1,429,121,525,497 + 0.06TPC

2.2. Biaya pengeluaran umum (General Expenses)

1	Biaya administrasi	15% TK	Rp	11,814,299,003
2	Biaya distribusi dan penjualan	2% TPC		0.02 TPC
3	Biaya R & D	2% TPC		0.02 TPC
4	Financing	1% TCI	Rp	42,492,278,443.10
	Total pengeluaran umum (GE)		0.04 TPC	+ 54,306,577,446.09

Total Production Cost (TPC)

TPC = Manufacturing Cost + General Expenses

= 1,429,121,525,497 + 0.06TPC + 0.04 TPC 54,306,577,446.09

= 1,483,428,102,944 + 0.1 TPC

0.9TPC = 1,483,428,102,944

TPC = Rp 1,648,253,447,715

- **Total biaya Manufacturing Cost :**

  = 1.42912E+12 + 0.06TPC

  = Rp 1,528,016,732,360

- **Total General Expenses :**

  = 0.04 TPC + 54,306,577,446.09

  = Rp 120,236,715,355

4. Analisis Probabilitas

Asumsi yang diambil adalah

a. Modal

60% modal sendiri = Rp. 2,549,536,706,586

40% modal pinjaman = Rp. 1,699,691,137,724

b. Bunga kredit sebesar 13% per tahun

d. Pengembalian pinjaman dalam waktu 10 tahun

e. Umur pabrik 10 tahun

f. Kapasitas produksi :

Tahun I	:	60%	dari produksi total
Tahun II	:	80%	dari produksi total
Tahun III	:	100%	dari produksi total

h. Pajak Penghasilan : 30% per tahun

* Menghitung Biaya Variabel (VC)

- Bahan Baku pertahun	Rp.	22,577,674,708.80
- Biaya Utilitas pertahun	Rp.	634,976,305,988.45
- Biaya Pengemasan	Rp.	549,666,846.10
- Biaya angkutan kapal laut	Rp.	162,167,877,726.94
- Produk dan royaliti	Rp.	98,895,206,862.90
Total Biaya Variable (VC)	**Rp.**	**919,166,732,133.19**

* Menghitung Biaya Semi Variable (SVC)

- Biaya Umum (GE)	Rp.	120,236,715,354.69
- Biaya Overhead	Rp.	55,133,395,347.29
- Penyediaan operasi	Rp.	1,805,921,833.83
- Perawatan dan Pemeliharaan	Rp.	72,236,873,353.27
- Gaji karyawan langsung	Rp.	5,826,000,000.00
- Biaya laboratorium	Rp.	582,600,000.00
- Supervisi	Rp.	258,385,597,426.01
Total Biaya Semi Variable (SVC)	**Rp.**	**514,207,103,315.10**

* Hasil Harga Penjualan (S) untuk kapasitas 100% adalah

S = Rp. 2,744,384,928,319.52

3. Laba Perusahaan untuk kapasitas 100%

Laba Perusahaan, yaitu keuntungan yang diperoleh dari penjualan produk.

Total penjualan pertahun = Rp. 2,744,384,928,319.52

Laba kotor = Harga Jual - Biaya Produksi

= Rp. 2,744,384,928,320 - Rp. 1,648,253,447,715

= Rp. 1,096,131,480,604.5100

Pajak penghasilan = 30% × Laba kotor

= 30% × Rp. 1,096,131,480,604.5100

= Rp. 328,839,444,181

Laba Bersih = Laba kotor × (1- % pajak)

= Rp. 1,096,131,480,605 × (1 - 30%)

= Rp. 767,292,036,423.16

Nilai penerimaan Cash Flow setelah pajak (C_A) :

C_A = Laba bersih + Depresiasi alat

= Rp. 767,292,036,423.16 + Rp. 361,184,366,766.36

= Rp. 1,128,476,403,190

3.1 Laju Pengembalian Modal (Rate On Investment = ROI)

ROI adalah pernyataan umum yang digunakan untuk menunjukkan laba tahunan sebagai usaha untuk mengembalikan modal.

a. ROI sebelum pajak

$$ROI_{BT} = \frac{\text{Laba kotor}}{\text{Modal tetap}} \times 100\%$$

$$= \frac{\text{Rp } 1,096,131,480,604.51}{\text{Rp } 3,611,843,667,663.60} \times 100\%$$

$$= 30.3483\%$$

b. ROI setelah pajak

$$ROI_{AT} = \frac{\text{Laba bersih}}{\text{Modal tetap}} \times 100\%$$

$$= \frac{\text{Rp } 767,292,036,423.16}{\text{Rp } 3,611,843,667,663.60} \times 100\%$$

= 21.2438% dari modal investasi

5. Lama Pengembalian Modal (POT)

POT adalah masa tahunan pengembalian modal investasi dari laba yang dihitung dikurangi penyusutan / waktu yang diperlukan untuk pengembalian modal investasi.

$$POT = \frac{FCI}{\text{Cash flow setelah pajak}} \times 1 \text{ tahun}$$

$$= \frac{Rp \quad 3,611,843,667,663.60}{Rp \quad 1,128,476,403,189.52} \times 1 \text{ tahun}$$

$$= 3.2006 \text{ tahun}$$ (Vilbrant and Dryden, hal. 251)

6. **Break Event Point (BEP)**

BEP adalah titik dimana jika tingkat kapasitas pabrik berada pada titik tersebut maka pabrik tidak untung dan tidak rugi atau harga penjualan sama dengan biaya produksi.

$$BEP = \frac{FC + (0,3\ SVC)}{S - 0,7SVC - VC} \times 100\%$$

Diketahui :

- FC (biaya produksi tetap) = Rp. 632,710,026,017.78
- SVC (semi variable cost) = Rp. 514,207,103,315.10
- VC (variable cost) = Rp. 919,166,732,133.19
- S (harga penjualan) = Rp. 2,744,384,928,319.52

$$BEP = \frac{FC + (0,3\ SVC)}{S - 0,7SVC - VC} \times 100\%$$

$$= 53.71\%$$

Nilai BEP untuk Pabrik Metanol berada diantara nilai 30-60% sehingga nilai BEP diatas memadai.

Titik BEP terjadi pada kapasitas produksi

$$= BEP \times \text{Kapasitas/tahun}$$

$$= 53.71\% \times 50,000$$

$$= 26,854.1097 \text{ ton/tahun}$$

$$PB_i = \frac{(100\% - BEP) - (100\% - \%kapasitas)}{(100\% - BEP)} \times PB$$

Dimana :

PBi = keuntungan pada % kapasitas yang tercapai (dibawah 100%)

PB = keuntungan pada kapasitas 100%

% kap = % kapasitas yang tercapai

Tahun I diasumsikan kapasitas pabrik = 60% dari kapasitas produksi total, sehingga

$$\frac{PBi}{767,292,036,423.16} = \frac{(100 - 53.71\%) - (100 - 60\%)}{(100 - 53.71\%)}$$

PBi = Rp 485,370,156

Nilai penerimaan Cash Flow setelah pajak (C_A) Tahun I:

C_A = Laba bersih + Depresiasi alat

= Rp. 485,370,156.17 + Rp. 361,184,366,766.36

= Rp. 361,669,736,922.53

Tahun II diasumsikan kapasitas pabrik = 80% dari kapasitas produksi total, sehingga

$$\frac{PBi}{767,292,036,423.16} = \frac{(100 - 53.71\%) - (100 - 80\%)}{(100 - 53.71\%)}$$

PBi = Rp 2,028,240,712

Nilai penerimaan Cash Flow setelah pajak (C_A) Tahun II:

C_A = Laba bersih + Depresiasi alat

= Rp. 2,028,240,712.04 + Rp. 361,184,366,766.36

= Rp. 363,212,607,478.40

7. **Shutting Down Point (SDP)**

SDP adalah titik yang merupakan kapasitas minimal pabrik masih boleh beroperasi

$$SDP = \frac{0,3\ SVC}{S - 0,7SVC - VC} \times 100\%$$

Diketahui :

- SVC (semi variable cost) = Rp. 514,207,103,315.10
- VC (variable cost) = Rp. 919,166,732,133.19
- S (harga penjualan) = Rp. 2,744,384,928,319.52

$$SDP = \frac{(0,3\ SVC)}{S - 0,7SVC - VC} \times 100\%$$

= 10.53%

Titik SDP terjadi pada kapasitas produksi

= SDP × Kapasitas/tahun

= 10.53% × 50,000

= 5,263.9374 ton/tahun

8. Net Present Value (NPV)

Motode ini digunakan untuk menghitung selisih dari nilai penerimaan kas bersih dengan nilai investasi sekarang.

Diasumsikan masa kontruksi selama 2 tahun (tahun ke-1 = 40% & tahun ke-2 = 60%):

C_{A-2} = 40% × FCI × $(1 + i)^2$

= 40% × 3,611,843,667,663.60 × 1.2769

= Rp. 1,844,785,271,695.86

C_{A-1} = 60% × FCI × $(1 + i)^2$

= 60% × 3,611,843,667,663.60 × 1.13

= Rp. 2,448,830,006,675.92

C_{A0} = $-C_{A-1} - C_{A-2}$

= -2,448,830,006,675.92 - 1,844,785,271,695.86

= Rp. -4,293,615,278,371.78

Menghitung NPV tiap tahun

$$NPV = C_A \times F_d$$

Dimana : $F_d = \frac{1}{(1+i)^n}$

F_d = Faktor diskon

C_A = cash flow setelah pajak

i = tingkat bunga bank

n = tahun ke-n

Tabel 11.1. Cash Flow untuk NPV selama 10 tahun

Tahun ke-	Cash Flow (C_A) (Rp.)	Fd i = 13%	NPV (Rp.)
0	-4,293,615,278,371.78	1	-4,293,615,278,371.78
1	361,669,736,922.53	0.8850	320,061,714,090.74
2	363,212,607,478.40	0.7831	284,448,748,906.26
3	1,128,476,403,189.52	0.6931	782,090,754,357.05
4	1,128,476,403,189.52	0.6133	692,115,711,820.39
5	1,128,476,403,189.52	0.5428	612,491,780,372.03
6	1,128,476,403,189.52	0.4803	542,028,124,223.04
7	1,128,476,403,189.52	0.4251	479,670,906,392.07
8	1,128,476,403,189.52	0.3762	424,487,527,780.59
9	1,128,476,403,189.52	0.3329	375,652,679,451.85
10	1,128,476,403,189.52	0.2946	332,435,999,514.91
WCI			637,384,176,646.52
Total			1,189,252,845,183.65

Karena NPV = (+) maka pabrik layak untuk didirikan

9. **IRR (Internal Rate Of Return)**

Tabel 11.2. Cash Flow untuk IRR

Tahun ke-	Cash Flow (C_A) (Rp.)	NPV i = 13%	NPV i = 14.00%
0	-4,293,615,278,371.78	-4,293,615,278,371.78	-4,293,615,278,371.78
1	361,669,736,922.53	320,061,714,090.74	317,254,155,195.20
2	363,212,607,478.40	284,448,748,906.26	279,480,307,385.66
3	1,128,476,403,189.52	782,090,754,357.05	761,689,428,859.03
4	1,128,476,403,189.52	692,115,711,820.39	668,148,621,806.16
5	1,128,476,403,189.52	612,491,780,372.03	586,095,282,286.11
6	1,128,476,403,189.52	542,028,124,223.04	514,118,668,672.02
7	1,128,476,403,189.52	479,670,906,392.07	450,981,288,308.79
8	1,128,476,403,189.52	424,487,527,780.59	395,597,621,323.50
9	1,128,476,403,189.52	375,652,679,451.85	347,015,457,301.32
10	1,128,476,403,189.52	332,435,999,514.91	304,399,523,948.52
WCI		637,384,176,646.52	637,384,176,646.52
Total		1,189,252,845,183.65	968,549,253,361.05

$$IRR = i_1 + \frac{NPV_1}{NPV_1 - NPV_2} \times (i_2 - i_1)$$

Dimana : i_1 = bunga pinjaman ke-1 yang ditrial

i_2 = bunga pinjaman ke-2 yang ditrial

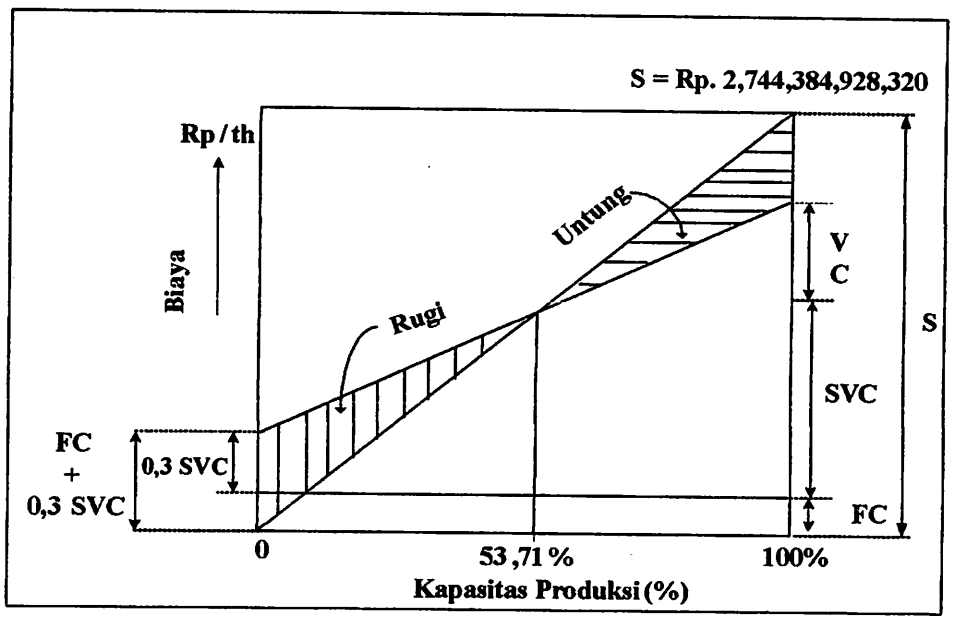
$$IRR = 13\% \frac{1,189,252,845,183.7}{1,189,252,845,184 - 968,549,253,361.1} \times 14.00\% - 13\%$$

$$= 18.39\%$$

Dari hasil perhitungan diperoleh nilai IRR 18.39% per tahun

Karena harga IRR lebih besar dari bunga bank (13 %), maka Pabrik DME layak didirikan

Kapasitas	0%	100%
FC (biaya produksi tetap)	Rp 632,710,026,018	Rp 632,710,026,018
SVC (semi variable cost)	Rp 154,262,130,995	Rp 514,207,103,315
VC (variable cost)	Rp -	Rp 919,166,732,133
S (harga penjualan)	Rp -	Rp 2,744,384,928,320
TPC	Rp 786,972,157,012	Rp 2,066,083,861,466



Gambar 11.1. *Break Even Point* (BEP) Pra Rencana Pabrik DME

BAB XII
KESIMPULAN

Pra Recana pabrik Dimetil Eter (DME) ini diharapkan akan mencapai hasil produksi yang maksimal sesuai dengan tujuan, sehingga dari hasil produksi tersebut akan dapat memenuhi konsumsi dalam negeri.

Dari hasil analisa, Pra Rencana pabrik DME ini cukup menguntungkan. Kesimpulan ini diambil dengan memperhatikan beberapa aspek berikut :

12.1. Dari segi teknik

Bila ditinjau dari segi teknis, pembuatan DME ini adalah baik. Karena proses yang ada tidak terlalu rumit dan mempunyai kualitas atau kemurnian yang biasanya digunakan di pasaran

12.2. Dari segi sosial

Pendirian pabrik ini dinilai menguntungkan, karena :

- Menciptakan lapangan pekerjaan baru.
- Meningkatkan pendapatan perkapita daerah sekitar lokasi pabrik.

12.3. Dari segi lokasi pabrik

Pendirian pabrik ini dinilai menguntungkan, karena :

- Dekat bahan baku
- Persediaan air yang memadai
- Dekat daerah pemasaran
- Tenaga kerja yang tersedia dan murah

12.4. Dari segi pemasaran

Diharapkan dengan adanya pabrik DME ini dapat membantu mengurangi import.

BAB VII

KESIMPULAN

Pra Rencana pabrik Dimethyl Ether (DME) ini dimaksudkan dan mempunyai hasil produksi yang mencukupi untuk dengan tujuan, sehingga dari hasil produksi tersebut akan dapat mendapatkan keuntungan dalam negeri.

Dari hasil analisa Pra Rencana pabrik DME ini adalah menguntungkan. Kesimpulan ini dambil dengan mempertimbangkan beberapa aspek berikut :

7.1. Dari segi teknik

Hilir difinisi dari segi teknis pembuatan DME ini adalah baik. Karena semua yang ada tidak sesuai pada dan mempunyai fungsi atau fasilitas yang khusus digunakan di pasaran

7.2. Dari segi sosial

Pendirian pabrik ini dinilai menguntungkan. Karena :

- Menciptakan lapangan pekerjaan baru.
- Meningkatkan pendapatan penduduk dari sektor hasil pabrik.

7.3. Dari segi lokasi pabrik

Pendirian pabrik ini dinilai menguntungkan. Karena :

- Dekat bahan baku
- Pemasaran ke luar negeri mudah
- Dekat dengan pelabuhan
- Tenaga kerja yang tersedia dan murah

7.4. Dari segi pemasaran

Dibandingkan dengan adanya pabrik DME ini dapat memenuhi permintaan dagang.

12.5. Dari Segi Analisa Ekonomi

Analisa ekonomi sangat diperlukan untuk melihat layak atau tidaknya suatu pabrik didirikan baik untuk rencana jangka pendek maupun untuk rencana jangka panjang. Setelah dilakukan perhitungan analisa ekonomi terhadap Pra Rencana pabrik DME dari tandan kosong kelapa sawit, maka dapat diketahui data sebagai berikut :

- Internal Rate of Return (IRR) = 18.39 %
- Pay Out Time (POT) = 3.2 tahun
- Return of Investment (ROI_{AT}) = 18.72 %
- Break Even Point (BEP) = 53.71 %

12.5. Dari Segi Analisa Ekonomi

Analisa ekonomi sangat diperlukan untuk melihat layak atau tidaknya suatu pabrik didirikan baik untuk rencana jangka pendek maupun untuk rencana jangka panjang. Setelah dilakukan perhitungan analisa ekonomi terhadap Pra Rencana pabrik DME dari tandan kosong kelapa sawit, maka dapat diketahui data sebagai berikut :

- Internal Rate of Return (IRR) = 18.39 %
- Pay Out Time (POT) = 3.2 tahun
- Return of Investment (ROI_{AT}) = 18.72 %
- Break Even Poin (BEP) = 53.71 %

DAFTAR PUSTAKA

1. Ogawa Takashi, dkk. 2003 *Direct Dimethyl Ether Synthesis*. Journal of Natural Gas Chemistry, Vol. 12. p. 219-227. Science Press – Japan.
2. Annonim. 2003. *Tandan Kosong Kelapa Sawit",* http://wikipedia.com, diakses tanggal 6 Juli 2011.
3. Yulistiani, Fitria. 2009. *Kajian Tekno Ekonomi Pabrik Konversi Biomassa Menjadi Bahan Bakar Fischer Tropsch Melalui Porses Gasifikasi*, Skripsi, tidak diterbitkan, Institut Teknologi Bandung.
4. Klepper R. B. 2010. *Gasification*. Makalah. ____
5. Anam A. 2008. *Dimetyl Ether dari Batubara Sebagai Bahan Bakar Gas Alternatif selain LPG,* J. Ilm.Tek.Energi Vol. 1 No. 7. hal 37-57. Balai Besar Teknologi Energi. Tangerang.
6. Arratu., (2009) *ARRTU Bangun Kilang Pengolahan DME bersaman Pertamina*, http://industri.kontan.co.id Tersedia pada , diakses tanggal 6 Juli 2011.
7. Air Products and Chemical Inc. 2002. *Market Outlook For Dimethyl Ether (DME)*, www.netl.doe.gov/technologies/coalpower/cctc/.../DME2_Top.pdf. diakses tanggal 6 Juli 2011.
8. Pratiwi, T. R. 2010 *Prarancangan Pabrik Dimetil Eter Dari Metanol*, Skripsi, Teknik Kimia – UMS – Surakarta. etd.eprints.ums.ac.id/9087/1/D500050011.pdf. Diakses pada tanggal 7 Juli 2012
9. Purwito & Firmanti A. 2005 *Pemanfaatan Limbah Sawit dan Asbuton untuk Bahan Pencegah Serangan Rayap Tanah, Kolokium & Open House, Pusat Penelitian dan Pengembangan Pemikiman* BPPDPU, Bandung. repository.usu.ac.id/bitstream/123456789/18703/4/Chapter%20II.pdf. diakses pada tangal 6 Juli 2011
10. Wijanarko,dkk. 2006. *TKKS sebagai bahan baku pembuatan furfural*. Skripsi.. digilib.its.ac.id/public/ITS-Undergraduate-7785-2306030071-bab1.pdf -. diakses pada tangal 6 Juli 201.
11. Khor K.H dkk. 2009 *Characterization of Bio-Oil: A By-Product from Slow Pyrolysis of Oil Palm Empty Fruit Bunches*, American Journal of Applied Sciences 6 (9): 1647-1652, Malaysia.

DAFTAR PUSTAKA

1. Ogawa Takashi, dkk. 2003 Direct Dimethyl Ether Synthesis. Journal of Natural Gas Chemistry, Vol. 12, p. 219-227. Science Press – Japan.
2. Anonim. 2003. Tanaman Kosong Kelapa Sawit". http://wikipedia.com. diakses tanggal 6 Juli 2011.
3. Yulisiani, Fitria. 2009. Kajian Teknoeconomi Pabrik Konversi Biomassa Menjadi Bahan Bakar Fischer Tropsch Metode Process Consultant. Skripsi. tidak diterbitkan. Institut Teknologi Bandung.
4. Klepper R. B. 2010. Classification. Makalah. ...
5. Anam A. 2008. Dimetil Eter dari Bambu Sebagai Bahan Bakar Gas Alternatif selain LPG. J. Ilm.Tek.Energi Vol. 1 No. 2. hal 37-57. Balai Besar Teknologi Energi. Tangerang.
6. Arnata. (2009) JRRTU Bangun Kilang Pengolahan DME bersama Pertamina. http://industri.kontan.co.id Tersedia pada diakses tanggal 6 Juli 2011.
7. Air Products and Chemical Inc. 2002. Market Outlook For Dimethyl Ether (DME). www.ncl.doe.gov/technologies/coalpower/cctc/...DME2_Top.pdf. diakses tanggal 6 Juli 2011.
8. Pratiwi, T. R. 2010 Pemanfaatan Pabrik Dimetil Eter Dari Metanol. Skripsi. Teknik Kimia – UNS – Surakarta. etd.eprints.ums.ac.id/908/1/D500050011.pdf. Diakses pada tanggal 7 Juli 2012
9. Purwito & Firmanti A. 2005 Pemanfaatan Limbah Sawit dan Jeroan untuk Bahan Pencegah Serangan Kutu Tanah. Kolokium & Open House. Pusat Penelitian dan Pengembangan Permukiman BPPDPU. Bandung. repository.usu.ac.id/bitstream/123456789/18703/4/Chapter%2011.pdf. diakses pada tanggal 6 Juli 2011
10. Wijanarko.dkk. 2006. TKKS sebagai bahan baku pembuatan furfural. Skripsi.. digilib.its.ac.id/public/ITS-Undergraduate-7785-2300030071-bab1.pdf -. diakses pada tanggal 6 Juli 201.
11. Kher K.H dkk. 2009 Characterization of Bio-Oil: A By-Product from Slow Pyrolysis of Oil Palm Empty Fruit Bunches. American Journal of Applied Sciences 6 (9): 1647-1652. Malaysia.

12. Testbourne Ltd, 2007. *MSDS of Slurry Catalyst.* Technical Bulletin. Hunstmasn.
13. Arratu., 2009 *ARRTU Mega Percepat Produksi DME*, http://m.inilah.com, diakses pada 5 Juli 2011
14. Testbourne Ltd, 2008. *MSDS of Methyldiethanolamine (MDEA).* Technical Bulletin. Hunstmasn.
15. Zare A.H. & Mirzaei S. 2009. *Removal of CO_2 and H_2S using Aqueous Alkanolamine Solutions.* World Academy of Science, Engineering and Technology. Vol. 49.p.194-203. Shahroud, Iran.
16. Kirk E. R. Othmer DF, (1998) *Encyclopedia of Chemical Technologi*, 4th edition, Vol 2, 5, 13, 16, 17, 25, John Wiley and Sons Inc, New York
17. Peters, M.S and Timmerhaus, K.D, 1981, *Plant Design and Ekonomic for Chemical Engineer's*, 3th edition, Mc Graw_Hill Internasional Book Company, Singapore
18. World Trade Organization. 2003. *Harmonized System (Hs) Classification Codes Of Gas-Related Goods.* TN/TE/W/27 - TN/MA/W/33. 25 April 2003. (03-2223).
19. BPS. 2008. *Data Impor DME Tahun 2003-2008 di Indonesia*, http://www.bps.go.id. Diakses pada tanggal 5 Juli 2011.
20. Uzkimyosanoat. ___. *Organization of Di-methyl ethere (DME) production.* Makalah dalam seminar. Republic of Uzbekistan.
21. Basu P., 2006 *Combustion And Gasification In Fluidized Beds Handbook*, Taylor & Francis Group, LLC, London.
22. Seung Ho Lee, dkk., 2008 *Scale Up Study Of DME Direct Synthesis Technology*, R & D Division, Korea Gas Corporation, Incheon. p. 406-130. Korea Selatan
23. Ciferno J. P & Morano J. J. 2002 *Benchmarking Biomass Gasification Technologies for Fuel, Chemicals and Hydrogen Production* U.S Department of Energy National Technology Laboratory.
24. Omiya M. & Ohno Y., 2003 *Coal Conversion into Dimethyl Ether As An Inovative Clean Fuel.* JFE Holding, Inc. Japan
25. Coulson and Richardson's, *Chemical Engineering*, volume 6, 2nd edition, Departement of Chemical Engineering, University College of Swansea.
26. Patel J. and Salo K., 2007. *Carbona Biomass Gasification Technology.* TAPPI 2007 International Conference on Renewable Energy. May 10-11, 2007. Atlanta, GA.

27. Basu P., 2010. *Biomass Gasification and Pyrolysis Practical Design and Theory*, British Library.

28. Hamelinck C. N. & Faaij A. P.C. 2001. *Future Prospects For Production Of Methanol And Hydrogen From Biomass*, Universiteit Utrecht Copernicus Institute, Netherlands

29. Hermansyah H., dkk., 2010 *Sintesis Dimetil Eter Menggunakan Katalis Cu-Zn/γ-Al_2O_3 Dalam Reaktor Fixed Bed*, Seminar Rekaya Kimia dan Proses, ISSN: 1411-4216., UI – Jakarta

30. Higman, dkk., 2003 *Gasification*, Gulf Professional Publishing, Elsevier Science, New York

31. Seung Ho Lee, dkk., 2006. *Direct DME Synthesis From Syngas Over Cu/ZnO Based Catalysts Prepared From Various Methods*, R & D Division, Korea Gas Corporation, Incheon, 406-130, Korea Selatan

32. Ulrich, GD, 1967. *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economic*. John Wiley and Sons, New York, 1984

33. Yon Jin, dkk., (2007) *Slurry Reactors for Gas to Liquid Processes*, Ind, Eng. Chem. Res. Vol. 46, hal 5824-5847., Tsinghua University, Beijing – China

34. Hesse, H.C, (1945), *Process Equipment Design*, 1st edition, D, Van Nostrand Company, United States of America

35. Ludwig E.E, *Design for Chemical and Petrochemical Plant*, Gulf Publishing Company, Houston, 1964.

36. Smith, J.M, and Van Ness H.C, (1959), *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*, 2nd Edition, McGraw Hill Book Company, New York,.

37. Himmelblau, D.M, 1989, *Basic Principles and Calculation in Chemical Engineering*, 5th edition, Prentice-Hall International, Singapore

38. Kern, D.Q, 1965, *Process Heat Transfer*, 1st edition, Mc Graw-Hill Book Company, Singapore

39. Perry, J.H, 19xx, *Chemical Engineer's Handbook*, 7th edition, Mc Graw_ Hill Book Company, Tokyo

40. Perry, J.H, 2008, *Chemical Engineer's Handbook*, 8th edition, Mc Graw_ Hill Book Company, Tokyo

41. Ulrich, G.D, 1984, *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*, 1st edition, John Willey and Sons, United States of America
42. Vibrandt, F.C and Dryen, C.E, 1959, *Chemical Engineering Plant Design*, 4th edition, Mc Graw_Hill Book Company, Tokyo
43. Brownell, L.E and Young, E.H, 1959, *Process Equipment Design*, 1st edition, John Willey and Sons Ibc, New York
44. Geankoplis, C.J, 1993, *Transport Processes and Unit Operation*, 3rd edition, Prentice-Hall of India, New Delhi
45. Badger, W.L and Banchero, J.T, 1985, Introduction to Chemical Engineering, 1st edition, Mc Graw hill Book Company, Singapore